



TUGAS AKHIR - TF 141581
OPTIMISASI *TUNING* KONTROL PID PADA
***AMINE REGENERATOR* DI PROSES**
SWEETENING GAS

YUSUF ADI PUTRA
NRP. 2412 100 068

Dosen Pembimbing
HENDRA CORDOVA, ST, MT

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



FINAL PROJECT - TF141581

**OPTIMIZATION TUNING PID CONTROL AT
AMINE REGENERATOR IN GAS SWEETENING
PROCESS**

YUSUF ADI PUTRA
NRP. 2412 100 068

Supervisor
HENDRA CORDOVA, ST, MT

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMISASI *TUNING* KONTROL PID PADA *AMINE* *REGENERATOR* DI PROSES *SWEETENING GAS*

TUGAS AKHIR

Oleh :

Yusuf Adi Putra

NRP : 2412 100 068

Surabaya, 2 Juni 2017
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



Hendra Cordova, ST, MT

NIPN. 19690530 1994121



Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.

NIPN. 197809022003121002

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMISASI TUNING KONTROL PID PADA AMINE REGENERATOR DI PROSES SWEETENING GAS

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada**




**Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh :

YUSUF ADI PUTRA

NRP. 2412 100 068

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

- | | | |
|-----------------------------------|---|-----------------------|
| 1. Hendra Cordova, ST, MT. |  | (Pembimbing) |
| 2. Ir. Yaumar, M.T. |  | (Ketua Penguji) |
| 3. Dyah Sawitri, ST, MT |  | (Penguji 1) |

SURABAYA

Juli, 2017

OPTIMISASI *TUNING* KONTROL PID PADA AMINE REGENERATOR DI PROSES SWEETENING GAS

Nama Mahasiswa : Yusuf Adi Putra
NRP : 2412 100 068
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova, ST, MT.

Abstrak

Amine regenerator pada plant sweetening gas berfungsi untuk memisahkan kandungan CO₂ dan H₂S dari larutan amine. Pada industri pemurnian gas alam, proses ini disebut proses regenerasi larutan amine. Dan pada *Amine Regenerator* terdapat 3 buah *single loop* kontrol (LIC-100, PIC-100 dan TIC-100) yang fungsinya menjaga *level* air agar tetap seimbang serta menjaga tekanan dan temperature agar sesuai dengan set point. Sehingga pada 3 pengendali yang ada pada Amine Regenerator dijadikan sebagai analisa penelitian dalam Perancangan pengendali dengan metode PID-DA (*Duelist Algoritma*) yang bertujuan untuk menghasilkan respon yang lebih baik sesuai dengan kriteria performansi sistem pengendalian. Analisa dilakukan dengan membandingkan metode Tuning yaitu *Ziegler Nichols*. Performansi yang dijadikan pembanding adalah nilai IAE, Rise time, dan *maksimum Overshoot*.
KataKunci: IAE, *Duelist Algoritma*, *Amine Renerator*, *Single Loop*, PID

OPTIMIZATION TUNING PID CONTROL AT AMINE REGENERATOR IN GAS SWEETENING PROCESS

Name : Yusuf Adi Putra
NRP : 2412 100 068
Department : *Department of Engineering Physics*
Supervisor : Hendra Cordova, ST, MT.

Abstract

Amine regenerator in the sweetening gas plant serves to separate the content of CO₂ and H₂S from an amine solution. In the natural gas purification industry, this process is called the regeneration process of amine solution. And on the Amine Regenerator there are 3 pieces of single-loop control (LIC-100, PIC-100 and TIC-100) whose function is to keep the water level to stay balanced and keep the pressure and temperature to fit the set point. So that the three controllers in the Amine Regenerator serve as a research analysis in the design of the controller with PID-DA method (Duelist Algorithm) which aims to produce a better response in accordance with the performance control system criteria. The analysis was done by comparing Tuning method is Ziegler Nichols. Comparable performance is IAE, Rise time, and Maximum Overshoot value.

Keyword: IAE, Duelist Algoritma, Amine Renerator, Single Loop, PID

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah S.W.T, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan, dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“OPTIMISASI *TUNING* KONTROL PID PADA AMINE REGENERATOR DI PROSES *SWEETENING GAS*”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
2. Bapak Hendra Cordova, ST, MT. selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan motivasi dan ide-ide baru.
3. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D. selaku ketua Departemen Teknik Fisika - ITS.
4. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di Departemen Teknik Fisika - ITS.
5. Rekan-rekan warga Teknik Fisika - ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
6. Rekan-rekan seperjuangan TA yang telah memotivasi dan memberikan bantuan-bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 2 Juni 2017
Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	iv
LEMBAR PENGESAHAN	vi
Abstrak	viii
Abstract.....	x
KATA PENGANTAR.....	xii
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR TABEL	xviii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Ruang Lingkup Kerja.....	3
1.4 Tujuan	3
1.5 Sistematika Laporan.....	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 <i>Acid Gas Sweetening</i>	5
2.2 Model Pengendalian Dasar	6
2.3 Karakteristik Sistem	11
2.4 Respon Sistem.....	13
2.5 Integral Absolute Error (IAE)	14
2.6 First Order Plus Dead Time (FOPDT).....	16
2.7 <i>Duelist Algorithm</i>	17
2.8 Metode Ziegler-Nichols	21
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	23
3.1 Diagram Alir Penelitian	23
3.2 Pengumpulan Data	24
3.3 Pemodelan	24
3.4 Validasi	24
3.5 Perancangan Duelist Algorithm	24
3.6 Validasi	Error! Bookmark not defined.
3.7 Optimisasi parameter tuning kontrol PID pada 3 kontroler di amine regenerator menggunakan DA.....	24
3.8 Analisa Hasil dan Pembahasan	24

BAB IV	HASIL DAN PEMBAHASAN.....	27
4.1	Pemodelan Proses	27
4.2	Pengambilan Data Sekunder	30
4.3	Pemodelan Matematis <i>Amine Regenerator</i>	33
4.4	Validasi Pemodelan	42
4.5	Perancangan Pengendali PID	45
4.6	Perancangan Duelist Algorithm (DA).....	46
4.7	Pengujian Performansi Sistem	46
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN	53
5.1	Kesimpulan	53
5.2	Saran	53
DAFTAR PUSTAKA.....		55
LAMPIRAN A		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1	Model sistem pemurnian gas	29
Gambar 4.2	Model Amine Regenerator	30
Gambar 4.3	Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada	34
Gambar 4.4	Grafik uji open loop perubahan nilai MV	35
Gambar 4.5	Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada	35
Gambar 4.6	Grafik uji open loop perubahan nilai MV	36
Gambar 4.7	Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada	36
Gambar 4.8	Grafik uji open loop perubahan nilai MV	37
Gambar 4.9	Grafik perbandingan validasi <i>open loop</i> fungsi transfer (TIC-100)	43
Gambar 4.10	Grafik perbandingan validasi <i>open loop</i> fungsi transfer (LIC-100)	44
Gambar 4.11	Grafik perbandingan validasi <i>open loop</i> fungsi transfer (PIC-100).....	44
Gambar 4.12	Diagram blok sistem pengendalian	45
Gambar 4.13	Blok desain Simulink sistem pengendalian.....	45
Gambar 4.14	Respon tuning Kp, Ti dan Td pada TIC-100.....	47
Gambar 4.15	Respon tuning Kp, Ti dan Td pada LIC-100.....	48
Gambar 4.16	Respon tuning Kp, Ti dan Td pada PIC-100.....	48
Gambar 4.17	Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN.	49
Gambar 4.18	Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN.	50
Gambar 4.19	Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN.	51

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1	Input dan Ouput pada Absorber dan Regenerator	28
Tabel 4.2	Spesifikasi Absorber dan Regenerator	28
Tabel 4.3	Data Operasional TIC-100.....	31
Tabel 4.4	Data Operasional LIC-100.....	32
Tabel 4.5	Data Operasional PIC-100.....	32
Tabel 4.6	Interpolasi 63% Level.....	38
Tabel 4.7	Interpolasi 28% Level.....	39
Tabel 4.8	Interpolasi 63% Level.....	41
Tabel 4.9	Interpolasi 28% Level.....	42
Tabel 4.10	Hasil tuning parameter PID	46
Tabel 4.11	Parameter DA	46
Tabel 4.12	Hasil tuning PID ZN dan DA pada TIC-100	50
Tabel 4.13	Hasil tuning PID ZN dan DA pada PIC-100	51
Tabel 4.14	Hasil tuning PID ZN dan DA pada LIC-100	52

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Saat ini persaingan industri sangat ketat, untuk itu perlu memiliki performansi bagus yang memenuhi standar lingkungan [1]. Agar mencapai hal tersebut, suatu industri perlu dilakukan desain yang baik, *maintenance* yang aktif dari sisi material peralatan, sumber daya manusia yang menjamin produksi sebanyak-banyaknya. Kualitas yang sesuai konsumsi energi minimal dan limbah yang sesedikit mungkin untuk mendapatkan performansi yang baik[2].

Proses sweetening gas merupakan suatu proses yang bertujuan untuk pemurnian gas. Dimana gas alam yang mempunyai beberapa kandungan pengotor atau impurities seperti CO₂, H₂S dan CO mempunyai dampak yang besar terhadap lingkungan. Ketika senyawa tersebut dilepaskan ke atmosfer maka akan menimbulkan masalah, oleh karena itu dilakukan proses ini yang bertujuan untuk menghilangkan kandungan pengotor tersebut [5].

Pada proses sweetening gas tersebut terdapat 2 *plant* yang komplek dan non-linier yaitu absorber dan regenerator. Pada absorber terjadi proses pemisahan gas CO₂ dan menghilangkan kandungan H₂S yang terdapat dalam gas alam dengan mengkontakan larutan amine, dimana larutan amine tersebut akan menyerap kandungan pengotor tersebut, sedangkan pada regenerator akan terjadi proses pembersihan larutan amine yang telah meng-absorb senyawa CO₂ dan H₂S. Pada regenerator banyaknya larutan amine yang dipisah dari senyawa pengotor yang telah diserap dan menghemat energi panas untuk melakukan proses pembersihan tersebut mendapatkan perhatian yang utama [5]. Oleh sebab itu pada penelitian ini tuning dilakukan untuk mencapai fungsi tujuan mendapatkan nilai Intergal Absolut Error (IAE) yang minimum dan menerapkan instrumen proses kontrol dan optimasi atau *advance control* [3].

Kontrol PID merupakan metode yang paling umum yang digunakan pada sistem feedback alami maupun buatan manusia.

PID merupakan metode yang sering digunakan di berbagai industri, instrumen dan peralatan laboratorium. Dalam aplikasi teknik terdapat berbagai model pengendali, yaitu *controller* yang berdiri sendiri, sebagai bagian dari hirarki, sistem kontrol yang didistribusikan, atau dibangun ke komponen tertanam [8]. Pengendali Proporsional-integral-derivatif (PID) umumnya digunakan pada industri proses kontrol karena kinerja yang baik, meskipun dengan struktur yang sederhana sehingga mudah dipahami dan diterapkan. Pada umumnya PID terintegrasi ke dalam sistem kontrol yang kompleks (advance) untuk mencapai hasil kontrol yang optimal [4].

Regenerator yang digunakan dalam penelitian ini telah dibuat oleh peneliti sebelumnya dengan bantuan software Hysys. Dalam penelitian ini data yang diambil sebagai percobaan dalam melakukan perancangan tuning adalah kendali level yaitu LIC-100 sebagai pengendali level ketinggian air yang masuk pada reflux condenser, temperatur yaitu TIC-100 sebagai pengendali suhu panas pada reboiler serta tekanan yaitu PIC-100 sebagai pengendali tekanan pada kolom stripper. Karena sangat penting dalam menjaga variabel terkontrol tersebut, maka diperlukan kontrol yang optimum dengan cara membuat sistem tuning kontrol modern.

Pada penelitian ini dijelaskan bahwa untuk pemilihan rentang nilai tiap parameter dilakukan dengan metode Zieger-Nichols sebelum dilakukan optimasi menggunakan *Duelist algorithm*. Dalam tugas akhir ini, dilakukan optimasi tuning kedua parameter PID pada regenerator secara simultan menggunakan *Duelist Algorithm*.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan dari latar belakang maka dapat dirumuskan permasalahan sebagai berikut:

1. Bagaimana merancang tuning kontrol PID secara simultan menggunakan *Duelist Algorithm* pada plant regenerator di proses sweetening gas

2. Bagaimana hasil performansi metode tuning kontrol PID menggunakan *Duelist Algorithm*

1.3 Ruang Lingkup Kerja

Lingkup kerja pada penelitian Tugas Akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Mengambil data sekunder dari *software HYSYS 7.3*.
2. *Plant* yang digunakan adalah *amine regenerator* pada proses *sweetening gas*
3. 3 buah kontroler yang di tuning yaitu Level pada *reflux drum*, Temperatur pada *bottom coloumn*, dan Tekanan pada *top coloumn*.
4. Merancang *Duelist Algorithm* untuk optimisasi parameter tuning PID

1.4 Tujuan

Tujuan Penelitian ini adalah :

1. Merancang *tuning* kontrol PID secara simultan dengan menggunakan *Duelist Algorithm* pada *amine regenerator* di proses *sweetening gas*
2. Menganalisa dampak penerapan *Duelist Algorithm* terhadap hasil performansi

1.5 Sistematika Laporan

Laporan penelitian Tugas Akhir ini disusun secara sistematis dengan perincian sebagai berikut :

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi tentang penjelasan latar belakang, ruang lingkup kerja, tujuan, dan sistematika laporan.

BAB II DASAR TEORI

Bab ini berisi tentang teori-teori yang meliputi kontrol PID, proses gas sweetening, *Duelist Algorithm*, FOPDT, Karakteristik Sistem dan Respon Sistem.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Dalam bab ini akan dijelaskan langkah – langkah yang dilakukan dalam penelitian.

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini berisi analisa hasil dan pembahasan yang didapat selama melakukan penelitian.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Berisi tentang kesimpulan dan saran dari hasil penelitian yang telah dilakukan.

DAFTAR PUSTAKA

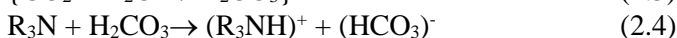
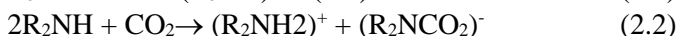
Daftar pustaka dari semua referensi yang digunakan dalam penyusunan penelitian.

BAB II DASAR TEORI

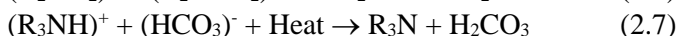
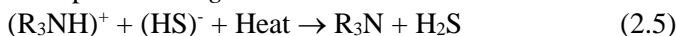
2.1 *Acid Gas Sweetening*

Acid gas sweetening merupakan proses purifikasi gas dimana proses ini memiliki fungsi untuk menghilangkan komposisi senyawa H₂S dan CO₂ dari gas alam, senyawa H₂S memiliki sifat korosif karena mengandung senyawa sulfur dan pada senyawa CO₂ memiliki karakteristik menurunkan kualitas pembakaran, karena senyawa ini memiliki ikatan karbon. Ketika gas alam akan digunakan, tentunya senyawa ini tidak boleh ada didalam kandungan gas alam, tetapi pada umumnya kandungan CO₂ dan H₂S memiliki batas toleransi sebesar 3-4 mol% dan 0.25 gr / 100 scf [3]. Dalam penelitian ini, digunakan senyawa kimiawi yang berfungsi untuk menyerap senyawa-senyawa tersebut, senyawa kimiawi itu adalah *di ethanol amine* (DEA). Skema penyerapannya berdasarkan kepada teori dimana rantai sulfur dan karbon akan terputus apabila terdapat kandungan senyawa *alkanol amine* [5]. Cara kerja dari DEA untuk memurnikan gas sesuai dengan reaksi kimia berikut [6].

Pada proses di *absorber* :

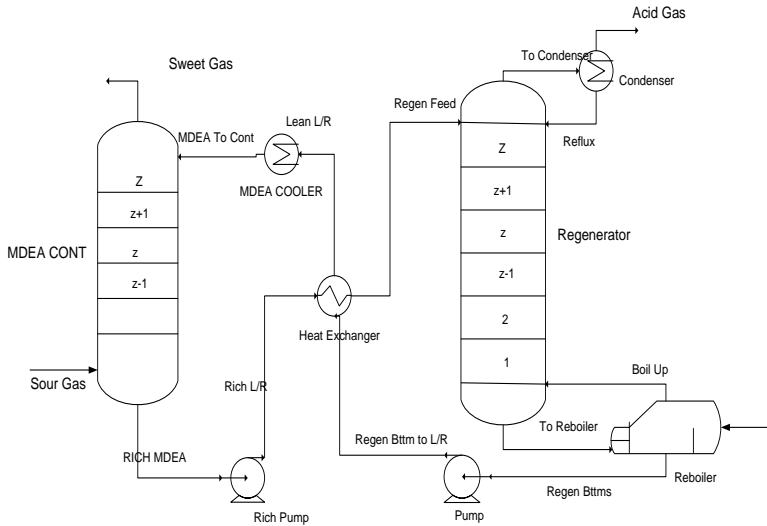


Pada proses di *regenerator* :



Berdasarkan rumus reaksi kimia dari DEA, dalam proses *acid gas sweetening* terjadi dua proses, yaitu pemurnian gas alam dengan menghilangkan senyawa H₂S dan CO₂ pada *absorber*, dan

proses pembersihan senyawa DEA pada *regenerator* untuk digunakan kembali pada proses *absorber*. Senyawa DEA ini memiliki karakteristik *reversible*, yakni senyawa ini dapat dibersihkan dari kandungan sulfur dan karbon sehingga senyawa ini dapat digunakan kembali untuk proses yang sama [2], DEA yang digunakan diregenerasi secara *close loop*. Berikut merupakan diagram alir dari *acid gas sweetening*.



Gambar 2.1 PFD dari *acid gas sweetening* [2].

2.2 Model Pengendalian Dasar

Tiga jenis pengendali dasar yang biasanya digunakan untuk kontrol continus feedback adalah Proporsional (P), Integral (I), dan Derivatif (D). Arsitektur dasar perangkat analog dan pemrograman perangkat digital bervariasi antara ketiganya, tapi fungsi dasar mereka sama.

a. Pengendali Proporsional

Pada kontrol umpan balik (*feedback*), tujuan utamanya adalah menghilangkan *error* dimana

$$e(t) = y_{sp}(t) - y_m(t) \quad (2.9)$$

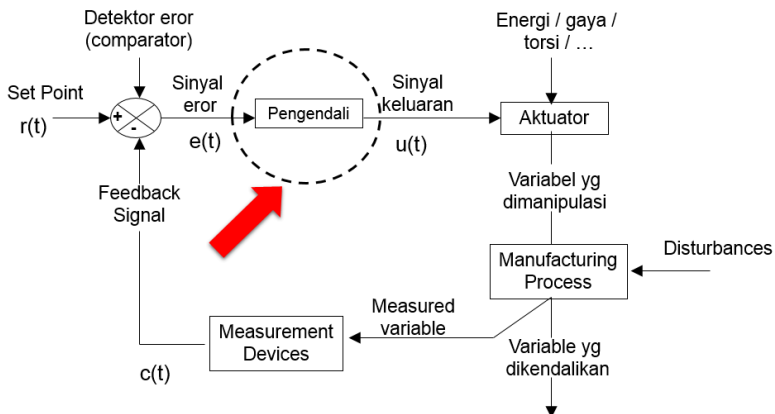
Dimana,

$e(t)$ = sinyal *error*

$y_{sp}(t)$ = *set point*

$y_m(t)$ = nilai terukur dari transmitter

Kontrol Proporsional (P) berfungsi untuk memperkuat sinyal kesalahan penggerak $e(t)$, sehingga akan mempercepat *output* sistem mencapai titik referensi atau *set point*. Pengendali P mengubah sinyal outputnya terhadap sinyal $e(t)$, merupakan perbedaan antara *set point* dan sinyal proses variabel (PV) yang berasal dari *transmitter*.



Gambar 2.2 Diagram blok pengendali P

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) \quad (2.10)$$

dimana,

$p(t)$ = *output* pengendali

\bar{p} = nilai bias (*steady state*)

K_c = gain pengendali

Konsep pengendali P adalah Gain pengendali dapat menyesuaikan perubahan sinyal *output* terhadap deviasi antara *set point* dan variabel kontrol. Selain itu, nilai K_c dapat dipilih untuk menaikkan atau menurunkan sinyal *output*. Sinyal bias adalah konstanta dan sebagai nilai *output* pengendali ketika ada kesalahan.

Sinyal bias (\bar{p}) dapat menyesuaikan, karena sinyal pengendali *output* bernilai sama dengan \bar{p} jika *error* nol. Sebagai contoh jika elemen akhir adalah *control valve*, \bar{p} menyesuaikan sehingga laju aliran yang melalui *control valve* sama dengan saat kondisi *steady state*.

Beberapa pengendali memiliki *proportional band* (PB) sebagai ganti gain pengendali. Dimana semakin besar PB berarti semakin kecil nilai K_c . PB didefinisikan (%) sebagai berikut.

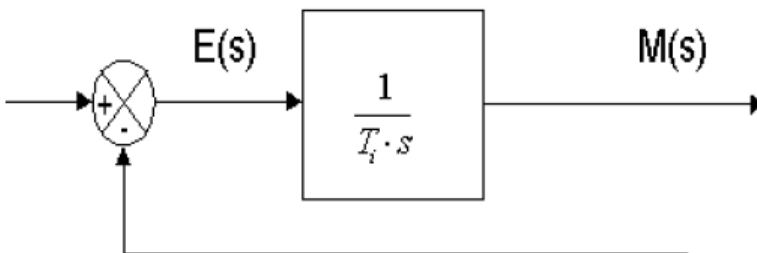
$$PB = \frac{100\%}{K_c} \quad (2.11)$$

b. Pengendali Integral (I)

Aksi kontrol Integral (I) berfungsi untuk mendorong proses kembali ke nilai *setpoint* ketika telah mengalami gangguan. Sebuah pengendali proporsional biasanya tidak akan mengembalikan ke *setpoint* ketika gangguan terjadi. Jenis *error* permanen ini, disebut *steady state error* atau *offset*. Aksi pengendali I mengurangi *offset* ke nol. Persamaan kontrol integral seperti persamaan berikut.

$$p(t) = \bar{p} + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) dt \quad (2.12)$$

Dimana, parameter τ_i dapat menyesuaikan terhadap waktu integral atau waktu pengulangan (*reset time*).



Gambar 2.3 Diagram blok pengendali I

Namun, pengendali P membutuhkan koreksi secara cepat ketika *error* terjadi. Sehingga pengendali I umumnya dihubungkan

dengan pengendali P menjadi pengendali proportional-integral (PI).

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left(e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) d(t) \right) \quad (2.13)$$

dimana,

$p(t)$ = output pengendali

\bar{p} = nilai bias (*steady state*)

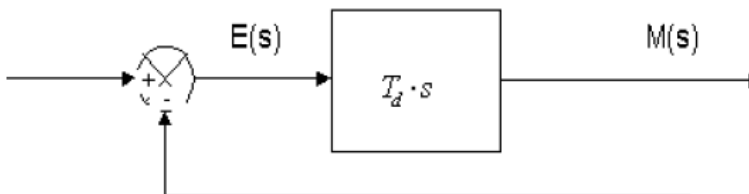
K_c = gain pengendali

c. Pengendali Derivatif (D)

Kontrol derivatif dapat disebut pengendali laju, karena *output* pengendali sebanding dengan laju perubahan sinyal $e(t)$. Tujuan dari aksi pengendali D adalah untuk mengantisipasi *error* yang akan terjadi dengan memperhatikan perubahan variabel terkontrol. Pada umumnya pengendali D digunakan untuk memperbaiki respon dinamik yang umumnya terjadi di banyak *loop*.

$$p(t) = \bar{p} + \tau_D \frac{d e(t)}{dt} \quad (2.14)$$

Dimana τ_D adalah waktu derivatif. *Output* dari pengendali adalah \bar{p} saat *error* adalah konstan ($\frac{d e(t)}{dt} = 0$).



Gambar 2.4 Diagram blok pengendali PID paralel

Pengendali D tidak akan pernah digunakan sendirian, karena pengendali ini hanya akan aktif pada periode peralihan. Pada periode peralihan, kontrol derivatif menyebabkan adanya redaman pada sistem sehingga lebih memperkecil lonjakan. Seperti pada

kontrol proporsional, kontrol derivatif juga tidak dapat menghilangkan *offset*.

d. Pengendali PID

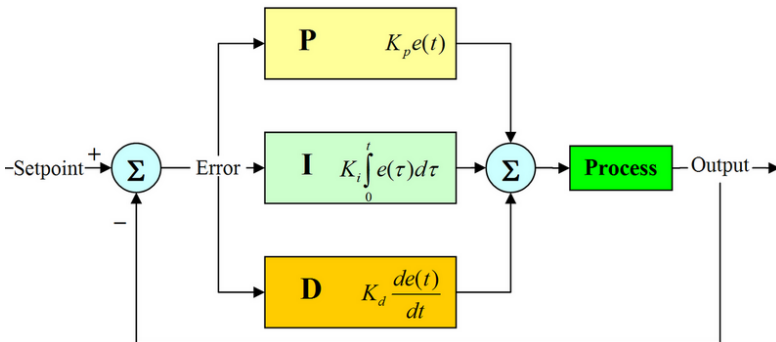
Pengendali Proportional-Integral-Derivatif (PID) telah digunakan di industri karena struktur yang sederhana, perancangannya mudah, dan efektif. Proporsional (P), Integral (I), dan Derivatif (D) adalah tiga parameter utama pengendali PID. Dengan *tuning* ketiga parameter dalam algoritma pengendali PID, pengendali dapat memberikan aksi kendali yang telah dirancang untuk proses tertentu. P, I, dan D dijumlahkan untuk menghitung output dari pengendali PID.

Jenis pengendali yang digunakan adalah pengendali PID paralel. Hasil akhir yang didefinisikan oleh $p(t)$ seperti persamaan berikut.

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (2.15)$$

Fungsi alih pengendali PID (dalam domain laplace) dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$G_c(s) = K_c \left[1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s \right] \quad (2.16)$$



Gambar 2.5 Diagram blok pengendali PID paralel

Dalam perancangan sistem kontrol PID yang perlu dilakukan adalah mengatur parameter P, I, atau D agar respon sinyal keluaran sistem terhadap masukan tertentu sebagaimana yang diinginkan. Pengembangan parameter dari ketiga tipe kontrol tersebut menghasilkan tiga gain, K_p , K_i , dan K_D , lebih dari standar parameter K_c , τ_i , dan τ_D . Pengembangan parameter ini juga digunakan dalam *software* Matlab. Persamaan ini akan lebih tepat digunakan untuk *tuning* karena tiap gain berdiri sendiri tanpa memengaruhi gain lain. Persamaan pengembangan PID ini dimodelkan dalam persamaan berikut.

$$p(t) = \bar{p} + K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.17)$$

2.3 Karakteristik Sistem

Karakteristik suatu sistem, merupakan hal yang penting saat perancangan pengendali. Karakteristik sistem dapat diperoleh dengan cara memberikan berbagai sinyal uji. Beberapa jenis sinyal uji antara lain *step*, *impuls*, *ramp*, *sinusoidal*. Karakteristik sistem dapat dibedakan ke dalam karakteristik sistem *openloop* dan sistem *closeloop*. Performansi dalam domain waktu sistem *loop* tertutup sangat penting bagi perancangan sistem pengendalian. Performansi sistem dinamika dalam domain waktu dapat didefinisikan sebagai respon waktu dengan inputan sinyal uji tertentu. Beberapa jenis *plant* berdasarkan orde sebagai berikut.

a. Respon Sistem Orde Nol

Dari model matematis sebuah sistem, orde dari suatu sistem dapat dilihat dari besar pangkat variabel s (dalam transformasi laplace). Suatu sistem dikatakan memiliki orde nol jika fungsi alihnya mempunyai variabel s dengan pangkat tertinggi satu namun tidak memiliki waktu konstan. Model sistem orde nol secara matematis dapat dituliskan sebagai berikut,

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{K_p}{s} \quad (2.18)$$

dimana,

K_p = gain proses

b. Respon Sistem Orde Nol dengan *Time Delay*

Waktu *delay* merupakan waktu di mana *output* dari sistem mulai berubah dikurangi waktu di mana *inputs* sinyal step diberikan.

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{Kp e^{-\theta s}}{s} \quad (2.19)$$

dimana,

θ = waktu *delay*

c. Respon Sistem Orde Satu

Suatu sistem dikatakan memiliki orde satu jika fungsi alihnya mempunyai variabel s dengan pangkat tertinggi satu. Bentuk fisisnya bisa berupa rangkaian listrik RC, sistem termal, atau sistem lainnya. Model sistem orde satu secara matematis dapat dituliskan sebagai berikut,

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{Kp}{\tau s + 1} \quad (2.20)$$

dimana,

τ : konstanta waktu sistem orde satu

d. Respon Sistem Orde Satu dengan *Time Delay*

Umumnya dikenal dengan *First Order Plus Dead Time* (FOPDT). Parameter dari FOPDT antara lain, gain proses (Kp) merupakan nilai akhir dari respon (*steady state* baru) untuk nilai masukan step. Waktu konstan (τ) merupakan waktu yang diperlukan proses untuk menyesuaikan perubahan terhadap nilai masukan. *Delay* (θ): waktu di mana *output* dari sistem mulai berubah dikurangi waktu di mana *input* sinyal step diberikan.

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{Kp}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (2.21)$$

Tiga parameter: Kp , τ , dan θ sederhana namun cukup kompleks dan mampu menggambarkan dinamika sistem dengan akurasi yang memadai, mudah diperoleh dengan penyederhanaan model kompleks serta mudah diidentifikasi.

2.4 Respon Sistem

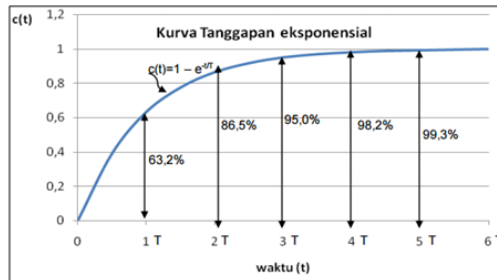
Respon sistem adalah perubahan perilaku *output* terhadap perubahan sinyal input. Respon sistem berupa kurva menjadi dasar untuk menganalisa karakteristik sistem selain menggunakan persamaan/model matematis. Dalam penelitian Tugas Akhir ini, sinyal input yang digunakan untuk menganalisa adalah sinyal *step*.

Analisa yang dilakukan dalam penelitian ini dalam domain waktu (*time respon*), adalah karakteristik respon yang spesifikasi performansinya didasarkan pada pengamatan bentuk respon *output* sistem terhadap berubahnya waktu. Secara umum spesifikasi performansi respon dalam domain waktu dapat dibagi atas dua tahapan pengamatan, yaitu;

- Spesifikasi respon *transient*, adalah spesifikasi respon sistem yang diamati mulai saat terjadinya perubahan sinyal input/gangguan/beban sampai respon masuk dalam keadaan *steady state*. Tolok ukur yang digunakan untuk mengukur kualitas respon *transient* ini antara lain; *rise time*, *delay time*, *peak time*, *settling time*, dan *%overshoot*.
- Spesifikasi respon *steady state*, adalah spesifikasi respon sistem yang diamati mulai saat respon masuk dalam keadaan *steady state* sampai waktu tak terbatas (dalam praktek waktu pengamatan dilakukan saat ($\tau_s: \tau: 5\tau_s$)). Tolok ukur yang digunakan untuk mengukur kualitas respon *steady state* ini antara lain; *%error steady state* baik untuk eror posisi, eror kecepatan maupun eror percepatan.

a. Spesifikasi Respon *Step* Sistem Orde Satu

Spesifikasi respon *step* sistem orde satu dapat dinyatakan dalam dua macam spesifikasi yaitu, spesifikasi respon *transient* dan spesifikasi respon *steady state*. Secara umum respon sinyal *step* sistem orde satu dapat digambarkan sebagai berikut.



Gambar 2.6 Kurva respon eksponensial orde satu

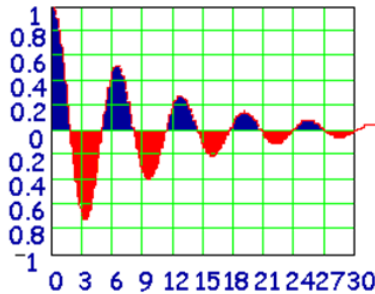
Keluaran $c(t)$ mula-mula nol kemudian akhirnya menjadi satu. Salah satu karakteristik penting dari kurva tanggapan eksponensial $c(t)$ tersebut adalah pada saat $t = \tau$ (periode) harga $c(t)$ adalah 0,632 (63,2 % dari perubahan totalnya). Secara matematis *steady state* baru diperoleh saat $t = 5\tau$.

Tabel 2.1 Nilai respon sistem orde satu

t	$c(t)\% = 1 - e^{-t/\tau}$	$t(T)$	$c(t)\% = 1 - e^{-t/\tau}$
0	0	5	9,932,621
0.5	3,934,693	5.5	9,959,132
1	6,321,206	6	9,975,212
1.5	7,768,698	6.5	9,984,966
2	8,646,647	7	9,990,881
2.5	917,915	7.5	9,994,469
3	9,502,129	8	9,996,645
3.5	9,698,026	8.5	99,97965 1
4	9,816,844	9	9,998,766
4.5	988,891	9.5	9,999,251

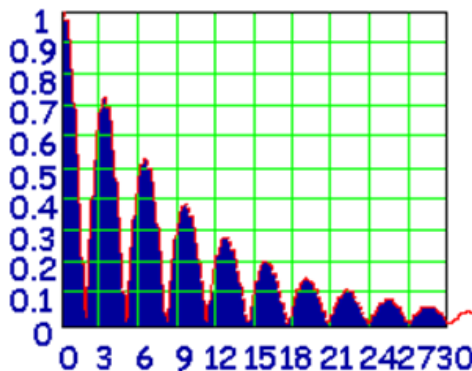
2.5 Integral Absolute Error (IAE)

Metode *tuning* dinilai optimal jika mampu meminimalkan akumulasi *error* (*integral error criteria*). Plot respon kesalahan untuk sistem yang khas ditunjukkan di bawah ini.



Gambar 2.7 Respon kesalahan sistem

Daerah yang terakumulasi saat kesalahan positif ditunjukkan dengan warna biru, dan daerah yang terakumulasi saat kesalahan negatif ditampilkan dalam warna merah. Area merah adalah negatif dan membatalkan beberapa area biru setiap siklus. Salah satu metode analisa respon dari Gambar 2.7 adalah *Integral Absolute Error* (IAE), dimana membuat nilai absolut dari tiap kesalahan. Tanpa memperhatikan nilai positif atau negatif dari error yang dihasilkan, IAE membuat hasil integral dari error menjadi positif seperti pada gambar berikut.



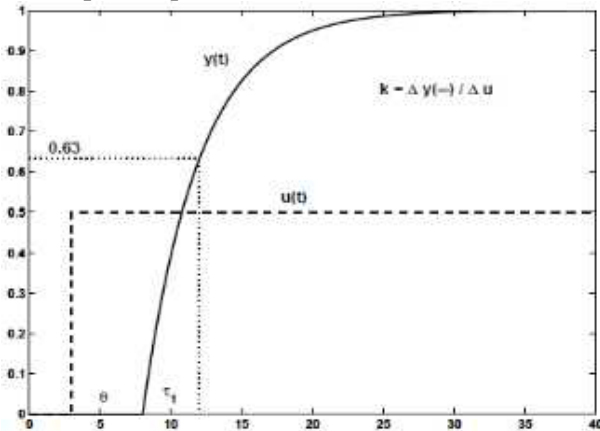
Gambar 2.8 Respon absolut kesalahan sistem

Analisa performansi sistem ini dikenal sebagai Integral of Absolute value of The Error (IAE). Persamaan matematis IAE digambarkan di bawah ini.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt = \int_0^{\infty} |r(t) - y(t)| dt \quad (2.22)$$

2.6 First Order Plus Dead Time (FOPDT)

Pengembangan pemodelan empirik merupakan alternatif ketika pendekatan secara white box dan black box model tidak dapat dilakukan karena kompleksitas dari model itu sendiri. Model yang dikembangkan dengan metode ini memberikan hubungan dinamis antara variabel input dan variabel output. Untuk menentukan sebuah model empirik yang linear dari sebuah proses adalah dengan mencari parameter seperti (dead time, konstanta waktu, dan gain) yang dapat ditentukan dengan step respon data pada kondisi open loop.



Gambar 2.9 Analisis Respon FOPDT

Dengan memberikan step disturbance pada proses dan mencatat variabel output sebagai fungsi waktu, maka dapat dibuat kurva reaksi proses yang menghubungkan antara waktu dengan variabel output. Adapun langkah dalam pembuatan kurva reaksi proses adalah sebagai berikut:

- Mulai dari steady state
- Step tunggal ke input
- Kumpulkan data hingga steady state
- Lakukan kalkulasi

Selanjutnya ditentukan fungsi transfer atau FOPDT nya. Adapun fungsi alih sebagai berikut :

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta}}{\tau + 1} \quad (2.23)$$

K merupakan gain, θ adalah dead time, dan τ adalah konstanta waktu yang dapat dengan mengaplikasikan metode II yaitu kurva reaksi proses (PRC).

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta x} \quad (2.24)$$

$$\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.25)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.26)$$

Dimana

K : gain steady plant

τ : time konstan

θ : dead time

2.7 Duelist Algorithm

DuelistAlgorithm (DA) merupakan algoritma baru berdasarkan *Genetic Algorithm*(GA) yang terinspirasi dari pertempuran manusia. Dalam DA, semua individu dalam populasi disebut sebagai *duelist*, semua *duelists* akan melawan satu per satu untuk menentukan juara, kalah atau menang. Pertarungan tersebut dibuat dimana yang terkuat memiliki kemungkinan kalah. Ada sebuah kemungkinan bahwa yang lemah akan beruntung untuk menang. Cara agar *duelist* berkembang salah satunya adalah inovasi yang mirip dengan mutasi pada GA. Pada GA, ada dua cara untuk mengembangkan individu ke yang baru. Pertama adalah *crossover* dimana pasangan individu dengan individu lain untuk menghasilkan keturunan baru, genotipe keturunan baru ini adalah berdasarkan orang tua mereka. Kedua adalah mutasi di mana seorang individu bermutasi menjadi yang baru. Perbedaananya hanya pada pemenang akan mungkin melakukan inovasi. Pihak yang kalah akan belajar dari pemenang. Dalam GA, baik mutasi dan *crossover* tampaknya buta (*blind*) dalam memproduksi solusi apapun untuk menemukan solusi yang terbaik. *Blind* berarti bahwa setiap solusi atau diproduksi individu dalam GA mungkin memiliki

solusi tidak lebih baik. Bahkan, hal itu mungkin jatuh ke dalam salah satu yang terburuk. DA mencoba untuk meminimalkan efek buta ini dengan memberikan perlakuan yang berbeda pada setiap *duelist* berdasarkan klasifikasinya.

Setiap *duelist* memiliki sifat yang dikodekan ke dalam *binery array*. Setiap *duelist* dievaluasi untuk menentukan kemampuan mereka bertarung. Jadwal pertarungan diatur untuk setiap *duelist* yang berisi satu kelompok peserta duel. Dalam duel tersebut, setiap *duelist* akan bertarung satu lawan satu dengan *duelist* lainnya. Pertarungan satu lawan satu ini digunakan untuk menghindari *local optimum*. Setiap duel akan menghasilkan pemenang dan pihak yang kalah berdasarkan kemampuan mereka berkelahi dan faktor keberuntungan. Setelah pertandingan, juara juga ditentukan. Juara adalah *duelist* yang memiliki kemampuan terbaik dalam pertempuran. *Pseudocode* untuk menentukan pemenang dan pecundang ditunjukkan pada Algoritma 1.

Algorithm 1. Menentukan pemenang dan pihak yang kalah.

Require : Duelist A and B; Luck_Coefficient

$A(Luck) = A(Fighting_Capabilities) * (Luck_Coefficient + (rand(0-1) * Luck_Coefficient));$

$B(Luck) = B(Fighting_Capabilities) * (Luck_Coefficient + (rand(0-1) * Luck_Coefficient));$

If(($A(Fighting_Capabilities) + A(Luck)$)) <= ($B(Fighting_Capabilities) + B(Luck)$))

$A(Winner) = 1;$

$B(Winner) = 0;$

Else

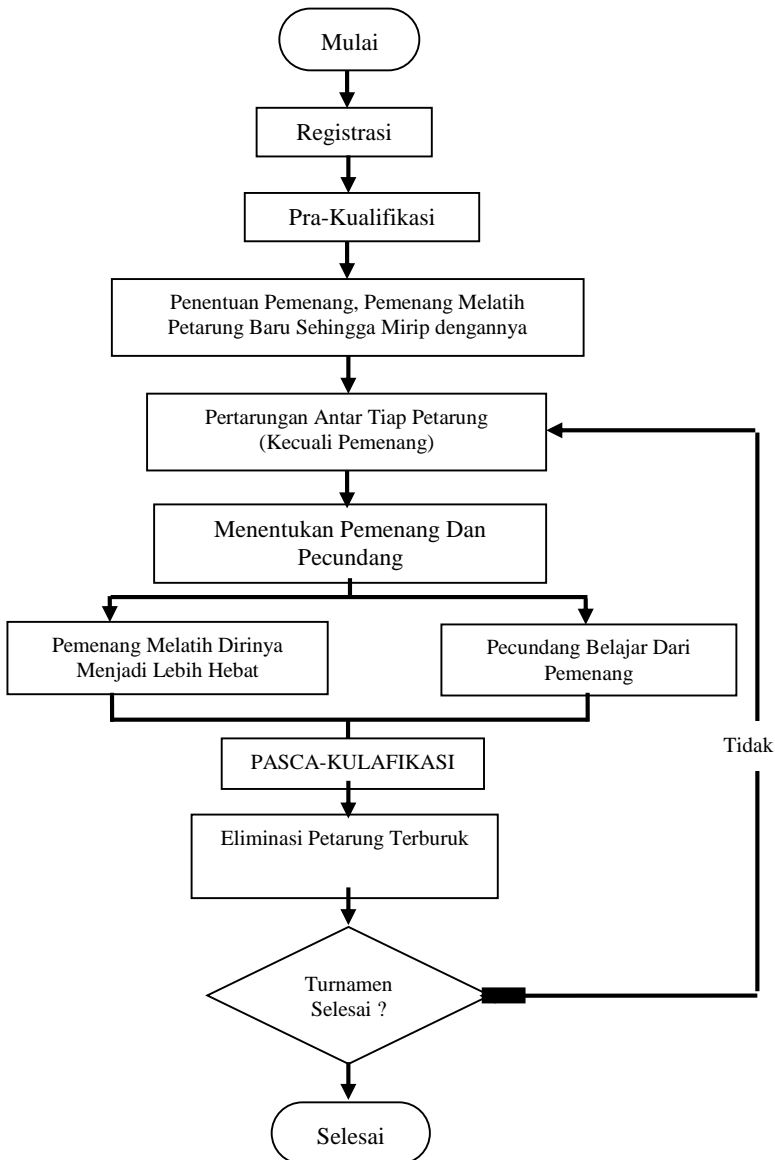
$A(Winner) = 0;$

$B(Winner) = 1;$

End

Selanjutnya, masing-masing pemenang dan pihak yang kalah memiliki kesempatan untuk meningkatkan kemampuan bertarung mereka, sementara masing-masing juara melatih *duelist* baru seperti kemampuan yang mereka miliki. *Duelist* baru akan bergabung pada pertandingan berikutnya. Setiap pihak yang kalah akan belajar dari pemenang bagaimana menjadi *duelist* yang lebih

baik dengan mengganti bagian tertentu dari berbagai biner dengan nilai *binery array* pemenang. Sebaliknya, pemenang akan mencoba untuk berinovasi teknik baru atau keterampilan dengan mengubah nilai *biner array* mereka menjadi sesuatu yang baru. Setiap kemampuan pertempuran *duelist* yang dievaluasi kembali untuk pertandingan berikutnya. Semua *duelist* kemudian dievaluasi kembali melalui pasca-kualifikasi dan diurutkan untuk menentukan siapa yang pantas menjadi juara. Karena ada *duelists* baru yang dilatih oleh sang juara, semua *duelists* terburuk dieliminasi untuk mempertahankan jumlah *duelist* di turnamen. Berikut ini diagram alir DA.



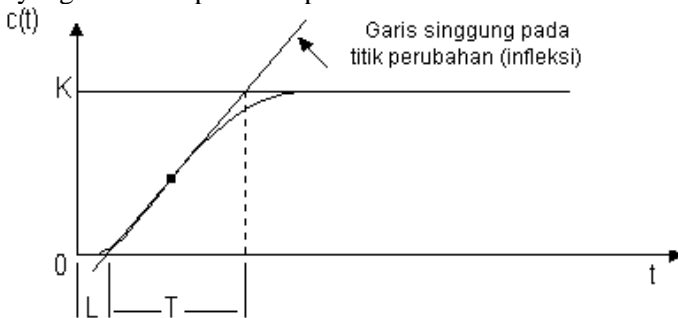
Gambar 2.10 Diagram alir *duelist algorithm*

2.8 Metode Ziegler-Nichols

Metode Ziegler Nichols adalah salah satu metode untuk menentukan nilai gain atau pentuningan pada suatu sistem. Metode ini memiliki dua cara, metode osilasi dan kurva reaksi. Kedua metode ditujukan untuk menghasilkan respon sistem dengan lonjakan maksimum sebesar 25%.

A. Metode Osilasi

Metode ini didasarkan terhadap reaksi sistem untai terbuka. *Plant* sebagai untai terbuka dikenai sinyal fungsi tangga satuan. Apabila *plant* tidak mengandung unsur integrator ataupun pole-pole kompleks, reaksi sistem akan berbentuk S. Gambar 2.8 menunjukkan kurva berbentuk S tersebut. Kelemahan metode ini terletak pada ketidakmampuannya untuk *plant* integrator maupun *plant* yang memiliki pole kompleks.



Gambar 2.11 Kurva berbentuk S.

Kurva berbentuk S mempunyai dua konstanta, waktu mati (dead time) L dan waktu tunda T . Dari Gambar 2.11 terlihat bahwa kurva reaksi berubah naik, setelah selang waktu L . Sedangkan waktu tunda menggambarkan perubahan kurva setelah mencapai 66% dari keadaan mantapnya. Pada kurva dibuat suatu garis yang bersinggungan dengan garis kurva. Garis singgung itu akan memotong dengan sumbu absis dan garis maksimum. Perpotongan garis singgung dengan sumbu absis merupakan ukuran waktu mati, dan perpotongan dengan garis maksimum merupakan waktu tunda yang diukur dari titik waktu L .

Penalaan parameter PID didasarkan perolehan kedua konstanta itu. Zeigler dan Nichols melakukan eksperimen dan menyarankan parameter penyetelan nilai K_p , T_i , dan T_d dengan didasarkan pada kedua parameter tersebut. Tabel 2.2 merupakan rumusan penalaan parameter PID berdasarkan cara kurva reaksi. Berikut ini merupakan table penghitungan parameter P, I dan D.

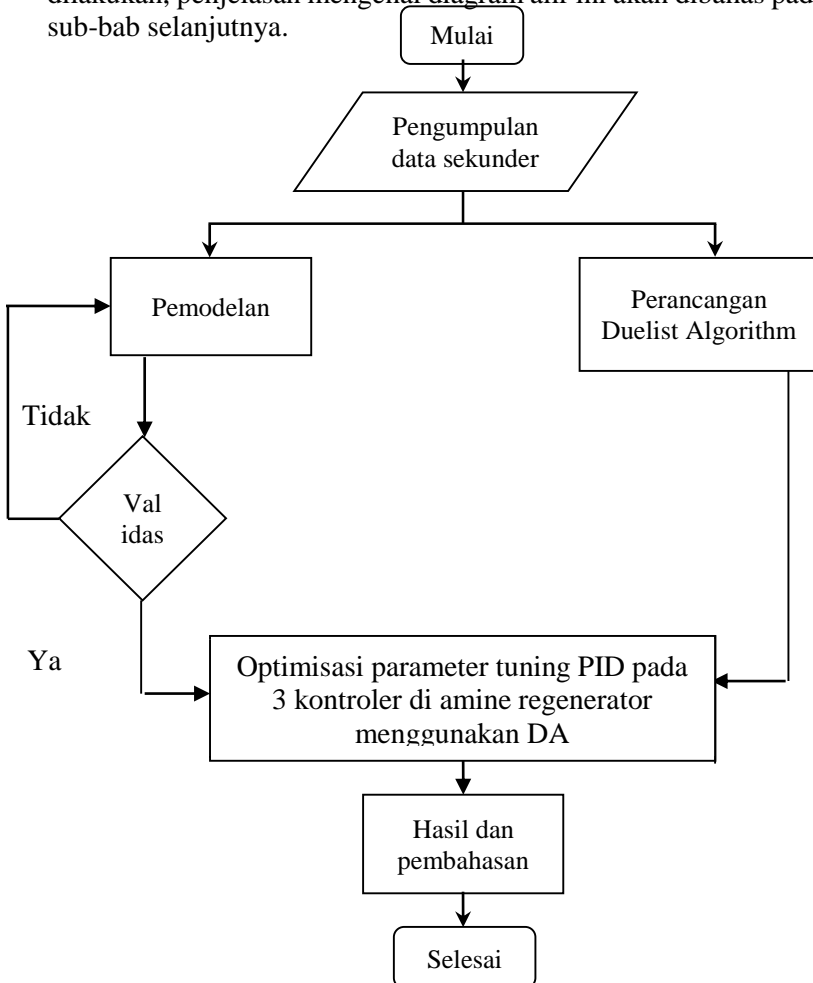
Tabel 2.2 Penalaan paramater PID dengan metode kurva reaksi .

Tipe Pengendali	K_p	T_i	T_d
P	T/L	~	0
PI	0,9 T/L	L/0.3	0
PID	1,2 T/L	2L	0,5L

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Diagram Alir Penelitian

Berikut adalah diagram alir mengenai penelitian yang dilakukan, penjelasan mengenai diagram alir ini akan dibahas pada sub-bab selanjutnya.



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

3.2 Pengumpulan Data

Pengambilan data sekunder meliputi pengambilan data level, temperatur dan tekanan di *amine regenerator* dengan menggunakan *strip chart HYSYS* pada penelitian tugas akhir ini.

3.3 Pemodelan

Pembuatan model *amine regenerator* menggunakan *software Aspen HYSYS 7.3* dengan metode FOPDT (first order plus dead time). Pemodelan dilakukan untuk mengidentifikasi perilaku dari unit operasi *amine regenerator* tersebut, sehingga fungsi transfer yang diperoleh benar-benar merepresentasikan real

3.4 Validasi

Validasi pemodelan diperlukan guna memastikan model dapat merepresentasikan sistem yang sesungguhnya. Validasi pemodelan yang digunakan yakni dilakukan dengan membandingkan antara data real dengan data hasil simulasi model yang didapatkan dengan FOPDT.

3.5 Perancangan Duelist Algorithm

Bersamaan dengan pemodelan sistem, dilakukan perancangan *duelist algorithm*. Pada proses perancangan ini akan dipilih parameter-parameter yang digunakan dalam pentuningan dengan *duelist algorithm*, seperti ukuran populasi, nilai maksimum atau jumlah iterasi, dan nilai lingkungan setiap titik.

3.6 Optimisasi parameter tuning kontrol PID pada 3 kontroler di amine regenerator menggunakan DA

3 kontroler yang telah di integrasikan dengan rainwater algorithm yang dibuat. *Duelist algorithm* yang sudah sepenuhnya aplikatif atau juga berlaku sebagai optimizer ini bekerja untuk mencari parameter pengendali PID meliputi K_p , K_i , dan K_d .

3.7 Analisa Hasil dan Pembahasan

Hasil penerapan rainwater algorithm akan mempengaruhi terhadap nilai parameter yang akan dilakukan optimasi. Parameter

gain proporsional (K_p), konstanta waktu integral (T_i), konstanta waktu derivatif (T_d), menjadi variabel yang berubah. Analisa yang dilakukan juga dengan membandingkan performansinya dari respon yang dihasilkan seperti error steady state, overshoot, dan settling time. Respon yang dihasilkan dibandingkan dengan beberapa metode optimasi lain pada penelitian sebelumnya

Halaman ini memang dikosongkan

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Pemodelan Proses

Proses yang digunakan kali ini dimodelkan pada perangkat lunak Aspen Hysys. Simulasi dilakukan dengan membangun model simulasi untuk *gas sweetening plant* yang dimulai dengan memilih model *fluid package*, mengisi data gas umpan, melengkapi kondisi operasi dan laju alir umpan. Setelah itu, pengembangan model simulasi dilaksanakan dengan melengkapi peralatan proses dan utilitasnya. Setelah diagram alir proses (*process flow diagram*), proses simulasi dilanjutkan dengan mengkonvergenkan absorber dan regenerator. *Process flow diagram*, yang telah konvergen (*robust*), akan digunakan sebagai model simulasi absorpsi CO₂ dan H₂S pada gas sweetening plant dengan amina MDEA. Prosedur-prosedur simulasi ditampilkan sebagai berikut ini.

- a. Memilih model *fluid package*. *Amine Package* akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini. Pemilihan model termodinamika ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
- b. Mengisi data gas umpan yang terdiri dari jenis senyawa serta komposisinya.
- c. Mengisi parameter-paramater proses pada aliran *sour gas* yang meliputi tekanan, suhu, dan laju alir.
- d. Merancang diagram alir proses (*Process Flow Diagram*) dari *Gas Sweetening Plant* yang akan dianalisis. Perancangan diambil berdasarkan PFD *Gas Sweetening Plant*. Diagram alir terdiri dari unit absorber, regenerator, scrubber, pompa, pemanas, pendingin, *mixer*, dan *splitter*.
- e. Menspesifikasikan tekanan dan suhu pada kondenser dan reboiler untuk mengkonvergenkan kolom absorber.
- f. Menspesifikasikan tekanan, suhu, ratio refluks, dan laju ventilasi untuk mengkonvergenkan kolom regenerator.
- g. Setelah keseluruhan *plant sweetening gas* konvergen maka akan dirubah pada kondisi dinamik, karena pada penelitian ini

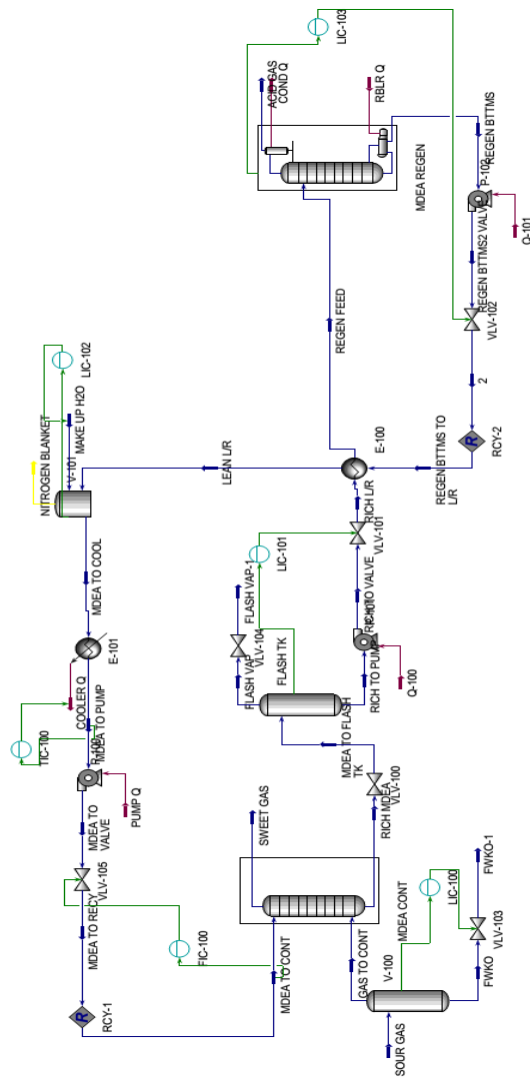
akan berfokus pada pengaruh kolom regenerator yang sesuai dengan *real* plant.

Tabel 4.1 Input dan Output pada Absorber dan Regenerator

Variabel	Absorber	Regenerator
Input	Sour Gas dan Lean Amine (MDEA)	Reach Amine
Output	Reach Amine (amine yang membawa CO ₂ dan H ₂ S) dan Sweet Gas	Lean Amine, CO ₂ dan H ₂ S

Tabel 4.2 Spesifikasi Absorber dan Regenerator

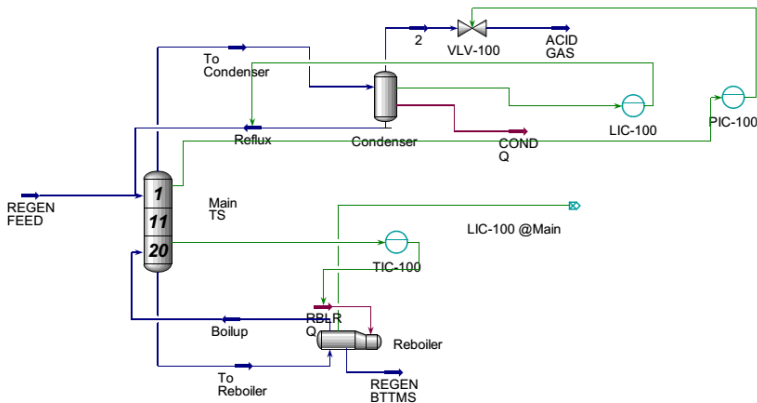
Variabel	Absorber	Regenerator
Jenis Tray	Valve	Valve
Jumlah Tray	12	20
Diameter	2200 mm	1500 mm
Tray Spacing	610 mm	610 mm
Tekanan Top Kolom	45.6 barg	0.55 barg
Tekanan Bawah Kolom	46.3 barg	0.69 barg
Suhu Top Kolom	44.5 °C	93.3 °C
Suhu Bawah Kolom	30.9 °C	118.6 °C
Laju Aliran Top Kolom	168202.7 kg/jam	5133.2 kg/jam
Laju Aliran Bawah kolom	170806.4 kg/jam	6187.5 kg/jam



Gambar 4.1 Model sistem pemurnian gas

4.2 Pengambilan Data Sekunder

Pengumpulan data sekunder dari program *software* HYSYS yang dimodelkan berdasarkan data perusahaan PT. Saka Energi berupa *Amine Regenerator* yakni data desain dan operasional *Amine Rgenerator* seperti data *Level Massa*, tekanan, dan temperatur pada *Amine Regenerator* dalam kondisi *steady state* dan *dynamic* dan juga dari proses tersebut dimodelkan dengan menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS. Berikut ini adalah gambar skema *Amine Regenerator* yang sudah dibuat oleh penelitian sebelumnya yang juga mengacu pada referensi data yang sama.



Gambar 4.2 Model Amine Regenerator

Dan berikut adalah data yang diambil merupakan data operasional yang merupakan cuplikan data operasional *Amine Regenerator* dalam penelitian ini. Data yang diambil dari HYSYS tersebut berupa nilai *Procces Value* (PV), *Manipulated Variabel* (MV), dan *Set Value* (SV) dengan menggunakan *stripchart* pada fitur HYSYS dan juga data yang diambil adalah kontrol pada *Level* (LIC-100), Tekanan (PIC-100) dan Temperatur (TIC-100) kemudian dilakukan uji *bump test* yaitu mengubah 10% kontrol dari tipe AUT menjadi MAN lalu data tersebut di *record* dengan sample rated 1 detik dan disimpan dalam bentuk file .xls.

Tabel 4.3 Data Operasional TIC-100

Time	TIC-100 – PV	TIC-100 – SP	TIC-100 – OP
(Second)	(%)	(%)	(%)
1	116,921	116,921	55
2	116,922	116,922	55
3	116,927	116,927	55
4	116,932	116,932	55
5	116,934	116,934	55
6	116,938	116,938	65
7	116,94	116,94	65
8	116,945	116,945	65
9	116,949	116,949	65
10	116,952	116,952	65
11	116,956	116,956	65
12	116,958	116,958	65
13	116,963	116,963	65
14	116,968	116,968	65
15	116,97	116,97	65
16	116,974	116,974	65
17	116,976	116,976	65
18	116,981	116,981	65
19	116,986	116,986	65
20	116,988	116,988	65
21	116,993	116,993	65
22	116,994	116,994	65
23	117	117	65
24	117,004	117,004	65

Tabel 4.4 Data Operasional LIC-100

Time	LIC-100 – PV	LIC-100 – SP	LIC-100 - OP
(Second)	(%)	(%)	(%)
1	50,0018	50,0018	41,5
2	50,0018	50,0018	41,5
3	50,0018	50,0018	41,5
4	50,0018	50,0018	41,5
5	50,0018	50,0018	41,5
6	50,0048	50,0048	51,5
7	50,0068	50,0068	51,5
8	50,0166	50,0166	51,5
9	50,0264	50,0264	51,5
10	50,0363	50,0363	51,5

Tabel 4.5 Data Operasional PIC-100

Time	PIC-100 – PV	PIC-100 – SP	PIC-100 - OP
(Second)	(%)	(%)	(%)
1	0,887311	0,887311	74,3
2	0,887314	0,887314	74,3
3	0,887303	0,887303	74,3
4	0,887299	0,887299	74,3
5	0,885757	0,885757	74,3
6	0,884158	0,884158	84,3
7	0,883732	0,883732	84,3
8	0,883442	0,883442	84,3
9	0,883172	0,883172	84,3
10	0,882896	0,882896	84,3

4.3 Pemodelan Matematis *Amine Regenerator*

Model matematis dari *debutanizer* didapatkan melalui pendekatan sistem orde satu, *First Order Plus Dead Time* (FOPDT), dengan menggunakan persamaan seperti dibawah ini :

$$\text{FOPDT} : G(s) = \frac{K e^{-\theta}}{\tau s + 1} \quad (4.6)$$

Parameter-parameter yang digunakan untuk pemodelan FOPDT adalah *process time constant* (τ), *process gain* (K), *Dead time* (θ), $t_{63\%}$, dan $t_{28\%}$. Untuk mendapatkan parameter-parameter FOPDT tersebut, dilakukan pengambilan data dengan memberikan *step response test* pada proses yaitu dengan memutus hubungan antara unit operasi dengan pengendali. Memutus hubungan antara proses dengan pengendali dapat dilakukan dengan mengubah mode *auto* pada pengendali menjadi mode *manual*. Selanjutnya memberikan perubahan pada variabel *input* dengan mengubah bukaan *valve*. Besar bukaan *valve* yang diberikan sebesar $\pm 1\%$, $\pm 2\%$, $\pm 5\%$, 10% . Hasil dari *step response test* menunjukan *valve* dengan bukaan $+10\%$ memberikan model yang lebih sesuai. Sehingga pada tugas akhir ini besar bukaan *valve* yang diberikan adalah kenaikan sebesar 10% pada variabel *input*. Selanjutnya plot grafik (*strip chart*) untuk melihat perubahan variabel proses dengan membandingkan antara variabel *input* dengan variabel proses. Hasil dari plot grafik disimpan ke dalam bentuk *excel* untuk mendapatkan data *record (history)* selama perubahan variabel *input*. Pengambilan data dilakukan sampai variabel proses mencapai keadaan stabil.

Perhitungan data yang dihasilkan dari respon *open loop* untuk mendapatkan *process gain*, *process time constant*, dan *dead time*. Persamaan – persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut.

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta x} \quad (4.7)$$

$$\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (4.8)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (4.9)$$

Dimana

K : *gain steady plant*

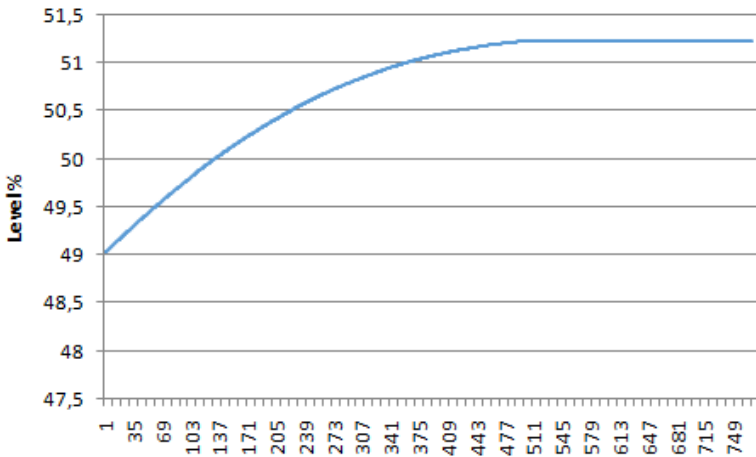
τ : *time konstan*

θ : *dead time*

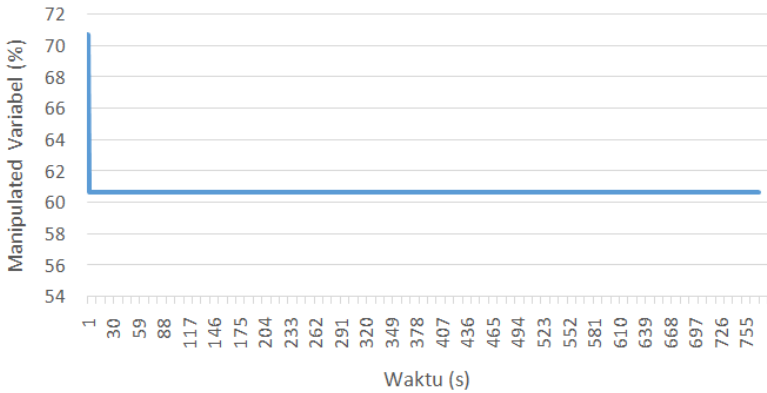
$t_{28\%}$: nilai PV ketika mencapai 28% perubahan awal

$t_{63\%}$: nilai PV ketika mencapai 63% perubahan awal

Step response test dilakukan dengan memberikan perubahan sebesar 10% pada *Level* (LIC), *Temperatur* (TIC) dan *Tekanan* (PIC). Mengacu pada persamaan 4.7-4.9, beberapa poin di bawah ini akan menjelaskan masing-masing nilai parameter untuk membentuk sebuah persamaan FOPDT akibat perubahan *Level*, *Temperatur* dan *Tekanan* sebesar 10% atau sebesar 80% bukaan untuk *output*. Berikut ialah hasil simulasi *open loop* turun 10% pada software HYSYS LIC dan Grafik perubahan nilai MV%.

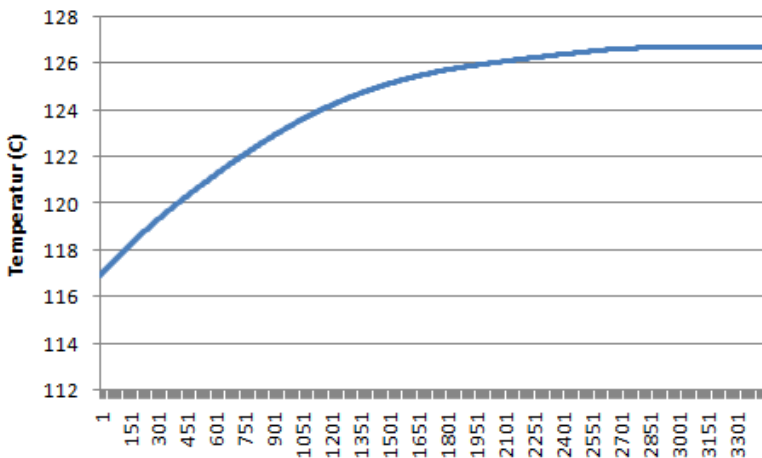


Gambar 4.3 Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada software HYSYS LIC

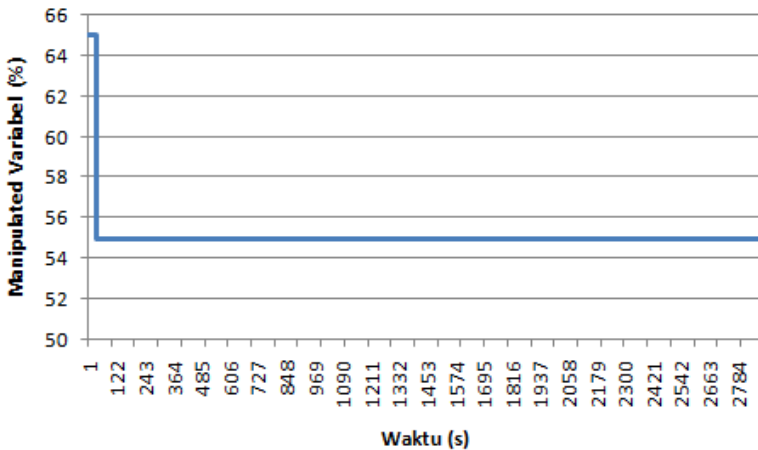


Gambar 4.4 Grafik uji open loop perubahan nilai MV

Dengan langkah yang sama dilakukan juga uji open loop untuk mendapatkan respon sistem control temperatur. Berikut ialah hasil simulasi *open loop* turun 10% pada software HYSYS TIC dan grafik perubahan nilai MV

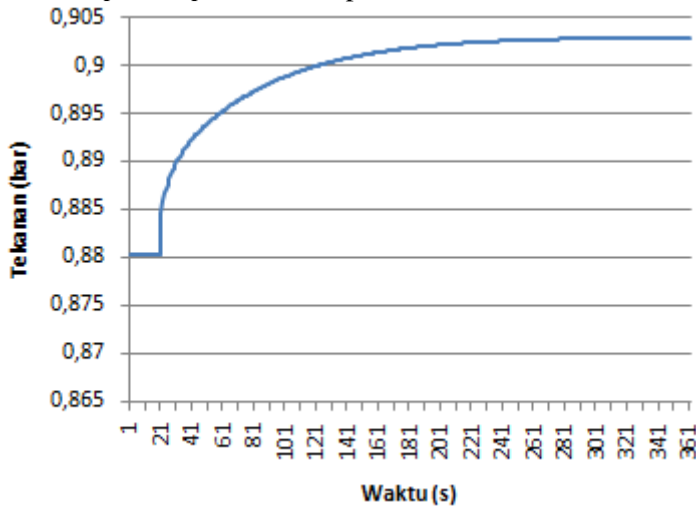


Gambar 4.5 Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada software HYSYS TIC-100

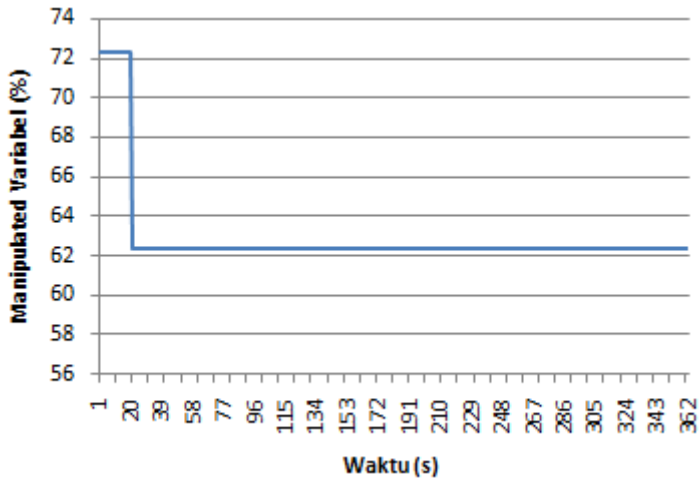


Gambar 4.6 Grafik uji open loop perubahan nilai MV

Hal yang sama juga dilakukan pada PIC. Berikut ialah hasil simulasi *open loop* turun 10% pada software HYSYS PIC.



Gambar 4.7 Grafik hasil simulasi open loop naik 10% pada software HYSYS TIC-100



Gambar 4.8 Grafik uji open loop perubahan nilai MV

Dari grafik uji *open loop* dengan melakukan step test 10% turun maka diperoleh nilai parameter FOPDT. Hasil uji yang digunakan untuk menentukan nilai transfer proses dan berikut adalah hasil tabel pemodelan FOPDT dan cara menghitungnya.

a. Perhitungan Nilai Parameter FOPDT Uji *Open Loop* HYSYS Level (LIC-100)

Langkah – langkah untuk mencari parameter dengan metode FOPDT adalah :

1. Perubahan MV (ΔMV)

Perubahan MV didapatkan dari selisih bukaan valve dari 70,7% menjadi 60,7%. Maka besarnya ΔMV adalah $60,7\% - 70,7\% = -10\%$

2. Perubahan PV (ΔPV)

Perubahan PV didapatkan dari selisih *Level* pada waktu ke 1 s dan ke 780 s, yaitu $49.03\% - 51.22\% = -2.19\%$

3. Gain (k)

Gain didapatkan dari perubahan MV dibagi dengan Perubahan PV. Sehingga besarnya nilai *gain* adalah,

$$k = \frac{-2.195}{-10} = 0.2195$$

4. Nilai Time Constan

Nilai $t_{63\%}$ merupakan waktu data ke 63% dari perubahan respon *Level* sampai menuju *steady state*. Pertama yang dilakukan untuk mencari nilai $t_{63\%}$ adalah dengan mencari nilai PV 63% dari nilai akhir, yaitu nilai pv awal dikurangi dengan 0,63 dikali perubahan pv.

$$PV_{63\%} = pv \text{ awal} - (0,63 * \Delta pv)$$

$$PV_{63\%} = 49,03 - (0,63 * -1,37)$$

$$PV_{63\%} = 50,41 \%$$

Waktu untuk mencapai $PV_{63\%}$ sama dengan 50,4 dapat dicari dengan cara interpolasi. Interpolasi adalah perbandingan waktu yang dibutuhkan pada saat *Level* tertentu dengan acuan *Level* yang berada diantaranya. Hasil nilai $t_{63\%}$ berada diantara dengan besar *Level* 49.9912 % dan 49.5249 % Tabel perhitungan interpolasi ditunjukkan seperti yang pada Tabel 4.6 berikut,

Tabel 4.6 Interpolasi 63% *Level*

Interpolasi 63%	
<i>Level</i>(%)	Waktu (detik)
50,417	204
50,4157	X
50,4204	205
X	203.638

Jadi, waktu pada saat *level* mencapai 63% dari perubahan respon *level* sampai menuju *steady state* sebesar 203,638 s

Nilai $t_{28\%}$ merupakan waktu data ke 28% dari perubahan respon *Level* sampai menuju *steady state*. Nilai waktu tersebut dapat dicari dengan cara interpolasi yang sama pada saat $t_{63\%}$. Jadi, waktu pada saat *Level* mencapai 28% dari perubahan respon *Level* sampai menuju *steady state* sebesar 79.78 s .Hasil interpolasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.7 berikut:

Tabel 4.7 Interpolasi 28% *Level*

Interpolasi 28%	
<i>Level (%)</i>	<i>Waktu (s)</i>
49,639	79
49,647	X
49,649	80
X	79,78

Time Constant dengan metode FOPDT dapat dicari dengan persamaan,

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 1,5(203,638 - 79,78)$$

$$\tau = 185,773$$

Untuk mempermudah dan memperkecil nilai *time constant* maka hasil dari *time constant* diubah ke menit menjadi 3,09. Dari pendekatan matematis dengan menggunakan FOPDT didapatkan fungsi transfer proses yaitu :

$$g_{Level} = \frac{K}{\tau s + 1}$$

$$g_{Level} = \frac{0,2195}{3,09s + 1}$$

b. Perhitungan Nilai Parameter FOPDT Uji *Open Loop* HYSYS Temperatur (TIC-100)

Langkah – langkah untuk mencari parameter dengan metode FOPDT adalah :

1. Perubahan MV (ΔMV)

Perubahan MV didapatkan dari selisih bukaan valve dari 65% menjadi 55%. Maka besarnya ΔMV adalah 55%-65%=-10%

2. Perubahan PV (ΔPV)

Perubahan PV didapatkan dari selisih temperatur pada waktu ke 1 s dan ke 2810 s, yaitu 116,921 °C - 121,437 °C = -4,5 °C

3. Gain

Gain didapatkan dari perubahan MV dibagi dengan Perubahan PV. Sehingga besarnya nilai *gain (k)* adalah,

$$k = \frac{-4.5}{-10} = 0.45 \frac{^{\circ}\text{C}}{\%}$$

4. Nilai Time Constan

Nilai $t_{63\%}$ merupakan waktu data ke 63% dari perubahan respon temperatur sampai menuju *steady state*. Pertama yang dilakukan untuk mencari nilai $t_{63\%}$ adalah dengan mencari nilai $PV_{63\%}$ dari nilai akhir, yaitu nilai p_v awal dikurangi dengan 0.63 dikali delta p_v

$$t_{63\%} = p_{vawal} - (0,63 \times \Delta p_v)$$

$$t_{63\%} = 116,921 - (0,63 \times 4,5)$$

$$t_{63\%} = 119,766 \text{ } ^{\circ}\text{C}$$

Waktu untuk mencapai suhu 119,766 membutuhkan waktu selama 866 s, hal tersebut dapat diketahui dari data yang telah di record pada strip chart HYSYS.

Nilai $t_{28\%}$ merupakan waktu data ke 28% dari perubahan respon temperatur sampai menuju *steady state*. Nilai waktu tersebut ialah 310s. Maka *Time Constant* dengan metode FOPDT dapat dicari dengan persamaan,

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 1,5(866 - 310)$$

$$\tau = 833\text{s}$$

Dari pendekatan matematis dengan menggunakan FOPDT didapatkan fungsi transfer proses yaitu :

$$g_{Level} = \frac{K}{\tau s + 1}$$

$$g_{Level} = \frac{0,45}{833s + 1}$$

c. Perhitungan Nilai Parameter FOPDT Uji *Open Loop* HYSYS Tekanan (PIC-100)

Langkah – langkah untuk mencari parameter dengan metode FOPDT adalah :

1. Perubahan MV (ΔMV)

Perubahan MV didapatkan dari selisih bukaan valve dari 72,33% menjadi 62,33%. Maka besarnya ΔMV adalah 62,33%-72,33%= -10%

2. Perubahan PV (ΔPV)

Perubahan PV didapatkan dari selisih tekanan pada waktu ke 0 s dan ke 361 s, yaitu 0,880362 bar - 0,902836 bar = -0,02247 bar

3. Gain

Gain didapatkan dari perubahan MV dibagi dengan Perubahan PV. Sehingga besarnya nilai *gain* (k) adalah,

$$k = \frac{-0,02247}{-10} = 0.00225 \frac{\text{bar}}{\%}$$

4. Nilai Time Constan

Nilai $t_{63\%}$ merupakan waktu data ke 63% dari perubahan respon tekanan sampai menuju *steady state*. Pertama yang dilakukan untuk mencari nilai $t_{63\%}$ adalah dengan mencari nilai $PV_{63\%}$ dari nilai akhir, yaitu nilai p_v awal dikurangi dengan 0.63 dikali delta p_v

$$t_{63\%} = p_{vawal} - (0,63 \times \Delta p_v)$$

$$t_{63\%} = 0,880362 - (0,63 \times -0,002247)$$

$$t_{63\%} = 0,89452$$

Waktu untuk mencapai $PV_{63\%}$ sama dengan 0,89452 bar dapat dicari dengan cara interpolasi. Interpolasi adalah perbandingan waktu yang dibutuhkan pada saat tekanan tertentu dengan acuan tekanan yang berada diantaranya. Hasil nilai $t_{63\%}$ berada diantara dengan besar tekanan 0,894437 bar dan 0,894574 bar. Tabel perhitungan interpolasi ditunjukkan seperti yang pada Tabel 4.8 berikut,

Tabel 4.8 Interpolasi 63% Level

Interpolasi 63%	
Tekanan (bar)	Waktu (detik)
0,894437	53
0,89452	X
0,894574	54
X	53,6104

Jadi, waktu pada saat tekanan mencapai 63% dari perubahan respon tekanan sampai menuju *steady state* sebesar 53,6104 s

Nilai $t_{28\%}$ merupakan waktu data ke 28% dari perubahan respon Level sampai menuju *steady state*. Nilai waktu tersebut

dapat dicari dengan cara interpolasi yang sama pada saat $t_{63\%}$. Hasil interpolasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.9 berikut:

Tabel 4.9 Interpolasi 28% *Level*

Interpolasi 28%	
Tekanan (<i>bar</i>)	Waktu (s)
0,886012	21
0,88665	X
0,886735	22
X	21,889

Jadi, waktu pada saat tekanan mencapai 28% dari perubahan respon tekanan sampai menuju steady state sebesar 21,889 s. Maka *Time Constant* dengan metode FOPDT dapat dicari dengan persamaan,

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 1,5(53,6104 - 21,889)$$

$$\tau = 47,58 \text{ s}$$

Dari pendekatan matematis dengan menggunakan FOPDT didapatkan fungsi transfer proses yaitu :

$$g_{Level} = \frac{K}{\tau s + 1}$$

$$g_{Level} = \frac{0,00225}{47,58s + 1}$$

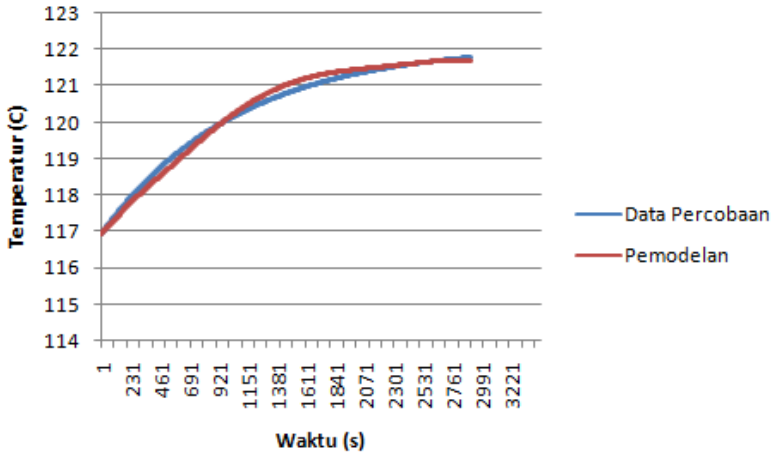
4.4 Validasi Pemodelan

Validasi pemodelan dilakukan untuk memberikan kepastian terhadap pemodelan sistem yang telah dilakukan. Validasi dilakukan dengan cara membandingkan hasil simulasi FOPDT dengan hasil pemodelan HYSYS yang didapatkan dari data HYSYS.

a. Validasi Pemodelan HYSYS (TIC)

Validasi pemodelan dilakukan untuk mengetahui model yang telah diperoleh menggunakan pendekatan FOPDT memberikan model yang mendekati respon asli *plant*. Digunakan *error* untuk mengetahui keakuratan model yang paling dekat dengan respon asli. Semakin besar nilai absolut *error* yang didapat, maka semakin buruk model yang dibuat. Pada gambar dibawah terlihat validasi

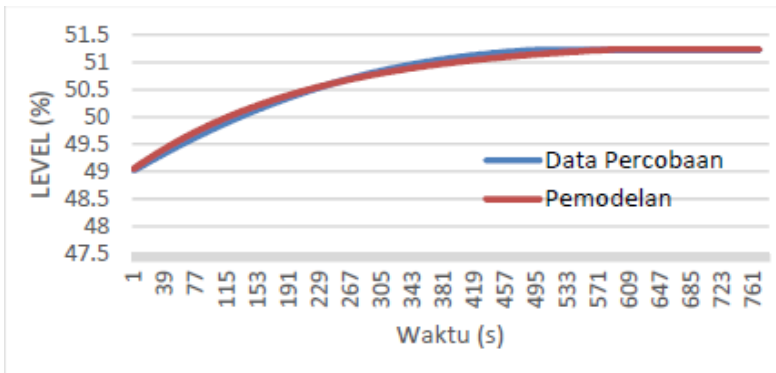
model dari semua fungsi transfer dengan nilai absolut *error* 0.14. Dari hasil yang didapat model matematis yang diperoleh dari data memberikan respon yang mendekati dengan respon asli *plant*.



Gambar 4.9 Grafik perbandingan validasi *open loop* fungsi transfer (TIC-100)

b. Validasi Pemodelan HYSYS (LIC)

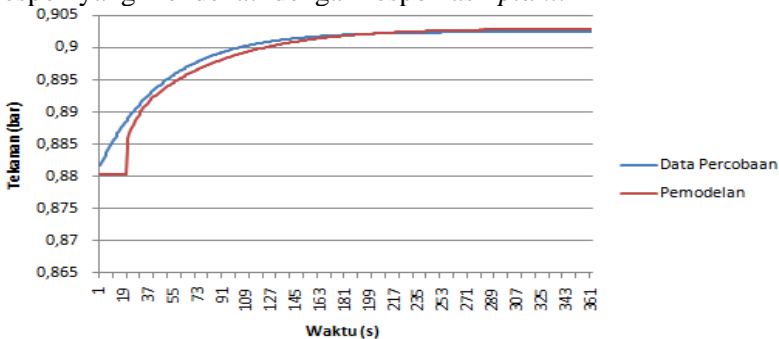
Validasi pemodelan dilakukan untuk mengetahui model yang telah diperoleh menggunakan pendekatan FOPDT memberikan model yang mendekati respon asli *plant*. Digunakan *error* untuk mengetahui keakuratan model yang paling dekat dengan respon asli. Semakin besar nilai *error* yang didapat, maka semakin buruk model yang dibuat. Pada gambar dibawah terlihat validasi model dari semua fungsi transfer dengan nilai *error* 0.017. Dari hasil yang didapat model matematis yang diperoleh dari data memberikan respon yang mendekati dengan respon asli *plant*.



Gambar 4.10 Grafik perbandingan validasi *open loop* fungsi transfer (LIC-100)

c. Validasi Pemodelan HYSYS (PIC-100)

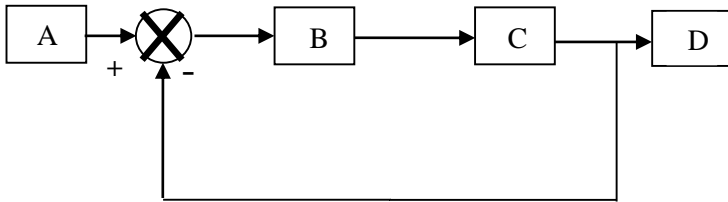
Validasi pemodelan dilakukan untuk mengetahui model yang telah diperoleh menggunakan pendekatan FOPDT memberikan model yang mendekati respon asli *plant*. Digunakan *error* untuk mengetahui keakuratan model yang paling dekat dengan respon asli. Semakin besar nilai *error* yang didapat, maka semakin buruk model yang dibuat. Pada gambar dibawah terlihat validasi model dari semua fungsi transfer dengan nilai *error* 0,025. Dari hasil yang didapat model matematis yang diperoleh dari data memberikan respon yang mendekati dengan respon asli *plant*.



Gambar 4.11 Grafik perbandingan validasi *open loop* fungsi transfer (PIC-100)

4.5 Perancangan Pengendali PID

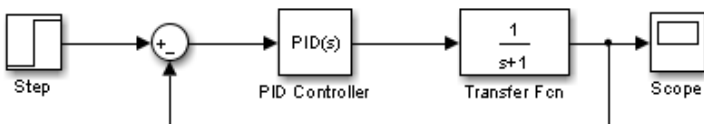
Untuk merancang sistem pengendalian *single loop* pada *Amine Regenerator* khususnya pada (LIC,TIC dan PIC) terlebih dahulu digambarkan diagram blok sistem pengendalian. Untuk selanjutnya dalam setiap blok tersebut diisikan parameter nilai *transfer function* yang telah didapatkan dari FOPDT.



Gambar 4.12 Diagram blok sistem pengendalian

Dimana: A = Input
 B = Pengendali (PID)
 C = Plant
 D = Output

Setelah mengambar diagram blok dan paham dari sistem kontrol tersebut maka langkah selanjutnya adalah membuat desain kontrol seperti pada Gambar 4.13 pada *software* MATLAB R203 di *Simulink* agar mengetahui performansi tuning kontrol PID berapa nilai optimum k_p , k_i dan k_d yang sesuai dengan yang sudah dimodelkan dengan FOPDT.



Gambar 4.13 Blok desain Simulink sistem pengendalian

Tuning dilakukan dengan menggunakan metode kurva/garis *Ziegler-Nichols*. Penggunaan metode ini dilakukan untuk mendapatkan nilai parameter K_p , K_i , K_d .

Dari tuning dengan metode *Ziegler-Nichols* secara *open loop* dihasilkan besar nilai K_p , K_i , dan K_D . Hasil tuning dari metode ZN

ini akan dijadikan patokan batas atas pada *Duelist Algorithm*.
Tabel 4.10 Berikut merupakan hasil penalaan parameter PID.

Tabel 4.10 Hasil tuning parameter PID

	Kp	Ki	Kd
LIC	1,3	2,2	1,6
TIC	32,12	1,07	0,27
PIC	10,7	12,1	3,01

4.6 Perancangan Duelist Algorithm (DA)

DA pada tugas akhir ini dirancang supaya dapat menghasilkan nilai yang terbaik. Dalam penentuan fungsi objektif dan fungsi *fitness* perlu diperhatikan supaya tidak terjadi kesalahan, karena jika terdapat kesalahan pada fungsi objektif dan fungsi *fitness* dapat menghasilkan DA yang kurang baik. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah meminimalkan nilai IAE. Dari setiap sistem kontrol yang telah dirancang, dilakukan optimasi untuk mendapatkan hasil IAE sekecil mungkin. Analisa yang dilakukan juga dengan membandingkan performansinya dari respon yang dihasilkan seperti error steady state, overshoot, dan settling time.

Tabel 4.11 Parameter DA

Dimensi, (d)	3, (Kp,Ki,KD)
Jumlah Partikel, N	20
Maksimum Iterasi	15
Batas Atas	(Kp;Ki;Kd)
Batas Bawah	0;0;0

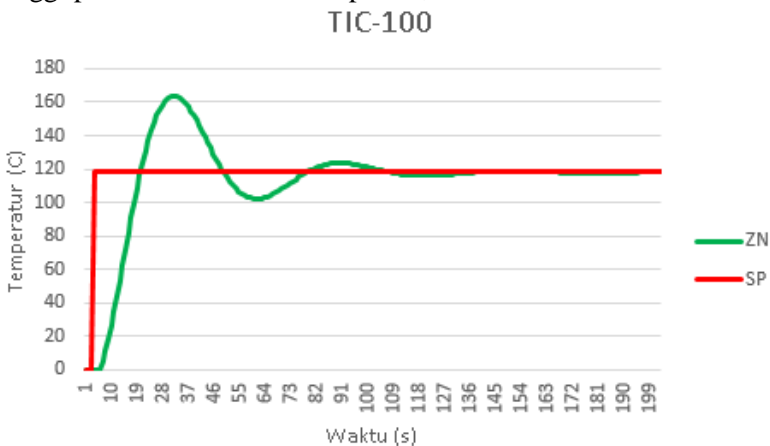
4.7 Pengujian Performansi Sistem

Uji performansi dilakukan untuk mengetahui hasil dari tuning kontrol PID dengan menggunakan ZN dan setelah dioptimasi dengan DA terhadap respon sistem. Analisa dilakukan pada grafik respon sistem yang diperoleh dengan membandingkan nilai parameter kestabilan berupa *settling time*, *maximum overshoot*, dan *IAE*. Berikut hasil performansi dari hasil tuning kontrol PID.

a. Hasil Simulasi ZN

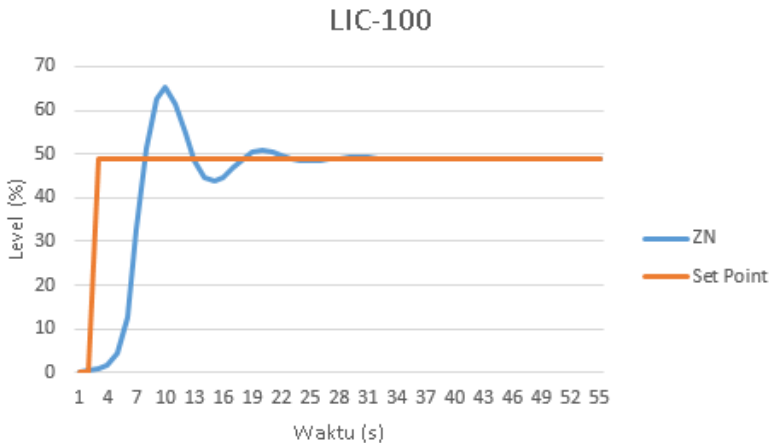
Simulasi *close loop* dari *plant amine regenerator* (LIC-100, TIC-100, dan PIC-100) ini menggunakan fungsi *transfer* yang telah dihitung dengan pendekatan FOPDT (*First Order Plus Death Time*) dari *record* data secara *open loop* menggunakan *software HYSYS 7.3*. Langkah selanjutnya adalah persamaan fungsi *transfer* tersebut dimasukkan dalam setiap blok *Simulink*. Kemudian dari blok kontrol PID dengan mode PID diberi nilai k_p , k_i , dan k_d yang didapatkan dari kurva S kemudian di *run* pada *software* MATLAB dan didapatkan hasil respon seperti pada gambar 4.14

Berdasarkan Gambar 4.14 respon dari sistem TIC-100 yang dihasilkan terjadi osilasi 2 kali. Kemudian waktu yang dibutuhkan untuk mencapai set point membutuhkan waktu 19 detik dan akan mencapai waktu *steady* di menit 136 detik (2 menit 16 detik). Dan berdasarkan respon tersebut terdapat maksimal overshoot yang tinggi pada saat osilasi mencapai 37,2%.



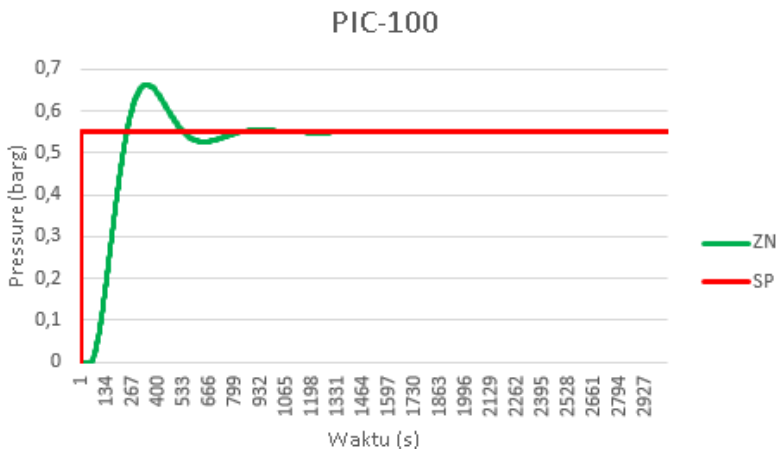
Gambar 4.14 Respon tuning Kp, Ti dan Td pada TIC-100

Berdasarkan Gambar 4.15 respon dari sistem LIC-100 yang dihasilkan terjadi 4 kali osilasi. Kemudian waktu yang dibutuhkan untuk mencapai set point membutuhkan waktu 7 detik dan akan mencapai waktu *steady* pada waktu 31 detik. Dan berdasarkan respon tersebut terdapat maksimal overshoot yang tinggi pada saat osilasi mencapai 30%.



Gambar 4.15 Respon tuning Kp, Ti dan Td pada LIC-100

Berdasarkan Gambar 4.16 respon dari sistem PIC-100 yang dihasilkan terjadi osilasi 4 kali. Kemudian waktu yang dibutuhkan untuk mencapai set point membutuhkan waktu 135 detik dan akan mencapai waktu steady pada waktu 1200 detik (20 menit). Dan berdasarkan respon tersebut terdapat maksimal overshoot yang tinggi pada saat osilasi mencapai 18 %.

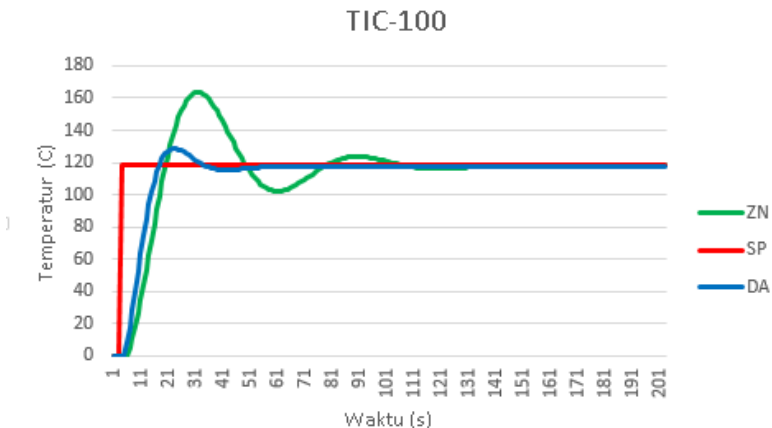


Gambar 4.16 Respon tuning Kp, Ti dan Td pada PIC-100

b. Performansi sistem hasil simulasi DA

Dalam penelitian ini DA digunakan untuk mencari parameter PID secara bebas tanpa menggunakan mode kontrol tertentu. Artinya, DA akan memilih parameter PID dengan menggunakan semua parameter K_p , K_i . Sesuai dengan nilai batas yang di dapat dari hasil perhitungan tuning *Ziegler Nichols* dengan harapan nilai yang lebih optimum dan nilai IAE kecil.

DA bekerja mencari nilai paling besar berdasarkan sifatnya yang *maximize* maka untuk mencari nilai IAE terkecil fungsi objektifnya dibagi agar hasil yang diinginkan dari DA tercapai. Hasil pencarian IAE terkecil dengan melakukan iterasi berulang-ulang untuk mencari *fitnes* terbaik dan pada saat iterasi ke-15 didapatkan nilai IAE yang paling kecil. Setelah mendapatkan nilai parameter dari DA maka hasil tuning tersebut dicoba performansinya dengan memberikan nilai *set point* pada level 50%, pada temperatur 118 C dan Tekanan 0,55 barg pada *close loop*.



Gambar 4.17 Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN pada TIC-100

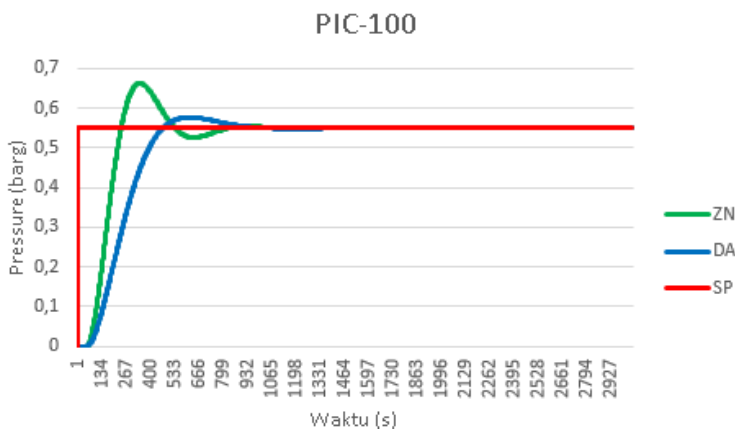
Berdasarkan tuning-DA pada gambar 4.17 respon sistem TIC-100 yang dihasilkan ialah terjadi osilasi hanya sekali kemudian akan stabil ketika mencapai nilai set point kemudian waktu yang

dibutuhkan untuk mencapai nilai set point membutuhkan waktu 11 detik dengan mencapai waktu steady pada detik ke-51 dan terdapat sedikit overshoot besarnya 8,5%. Tabel 4.12 mempresentasikan hasil tuning dari nilai perbandingan antara ZN dengan DA.

Tabel 4.12 Hasil tuning PID ZN dan DA pada TIC-100

Metode Tuning	Settling Time	Maksimum Overshoot	IAE
ZN	136 detik	30%	0,8657
DA	51 detik	8,5%	0,164

Dengan cara yang sama, dilakukan pentuningan dengan DA dan berikut merupakan hasil respon dari optimasi dengan DA pada PIC-100



Gambar 4.18 Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN pada PIC-100

Berdasarkan tuning-DA pada gambar 4.18 respon sistem PIC-100 yang dihasilkan ialah terjadi osilasi hanya sekali kemudian akan stabil ketika mencapai nilai set point kemudian waktu yang dibutuhkan untuk mencapai nilai set point membutuhkan waktu 6 menit dengan mencapai waktu steady pada menit ke-20 dan

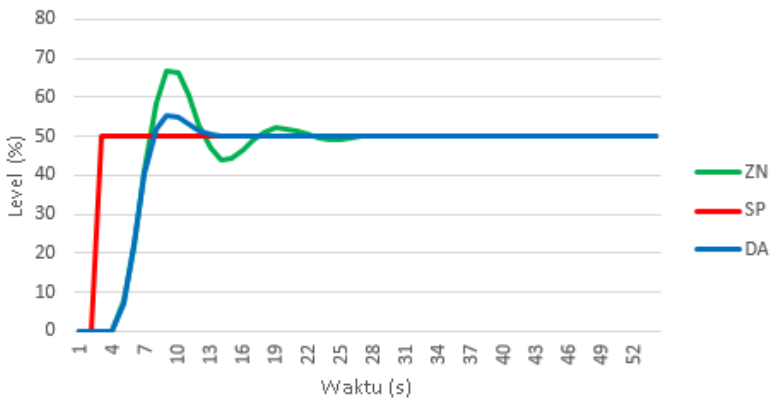
terdapat sedikit overshoot. Tabel 4.13 mempresentasikan hasil tuning dari nilai perbandingan antara ZN dengan DA.

Tabel 4.13 Hasil tuning PID ZN dan DA pada PIC-100

Metode Tuning	Settling Time	Maksimum Overshoot	IAE
ZN	22 menit	18%	0,74
DA	20 menit	3%	0,25

Dengan cara yang sama, dilakukan pentuningan dengan DA dan gambar 4.19 merupakan hasil respon dari optimasi dengan DA pada LIC-100 dan tabel 4.14 mempresentasikan hasil tuning dari nilai perbandingan antara ZN dengan DA.

Berdasarkan tuning-DA pada gambar 4.19 respon sistem LIC-100 yang dihasilkan ialah terjadi osilasi hanya sekali kemudian akan stabil ketika mencapai nilai set point kemudian waktu yang dibutuhkan untuk mencapai nilai set point membutuhkan waktu 7 detik dengan mencapai waktu steady pada detik 13 dan overshoot yang dihasilkan jauh lebih sedikit atau rendah.



Gambar 4.19 Respon grafik perbandingan hasil DA dengan ZN pada LIC-100

Tabel 4.14 Hasil tuning PID ZN dan DA pada LIC-100

Metode Tuning	Settling Time	Maksimum Overshoot	IAE
ZN	31 detik	30%	0,92
DA	13 detik	1%	0,15

Halaman ini memang dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari hasil analisis terkait penelitian tugas akhir yang telah dilakukan, dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Telah berhasil dirancang pengendali single loop (kontrol level, kontrol temperatur dan kontrol tekanan) pada *Amien Renerator* (LIC-100, TIC-100 dan PIC-100) dengan menggunakan kontrol mode kontrol PID-DA
2. Tuning mode PID dengan pengendali PID-ZN pada TIC-100 memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,8657, *setling time* = 136 detik dan *maximum overshoot* = 37,2%, pada LIC memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,92 *setling time* = 31 detik dan *maximum overshoot* = 30%, pada PIC memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,74 *setling time* = 20 menit dan *maximum overshoot* = 18%,
3. Tuning mode PID dengan pengendali PID-DA pada TIC-100 memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,164, *setling time* = 51 detik dan *maximum overshoot* = 8,5%, pada LIC memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,15 *setling time* = 13 detik dan *maximum overshoot* = 1%, pada PIC memiliki performansi sistem yakni nilai IAE (*Integral Absolut Error*) = 0,25 *setling time* = 20 menit dan *maximum overshoot* = 3%
4. Dari hasil tuning PID-ZN dengan PID-DA, yang memberikan hasil performansi terbaik ialah PID-DA, karena *maximum overshoot* dan IAE yang dihasilkan lebih kecil.

5.2 Saran

Penerapan metode *Duelist Algorithm* (DA) pada sistem kontrol *Single loop* menunjukkan hasil yang optimal berdasarkan

acuan penelitian sebelumnya. Untuk penelitian berikutnya, penerapan DA pada *plant* yang sedang beroperasi perlu dilakukan lebih banyak. Pemodelan dari data aktual yang diperoleh dari lapangan hingga respon yang dihasilkan diterapkan kembali pada *plant* tersebut. Dengan demikian, kemampuan DA dapat diaplikasikan langsung dan untuk mengetahui kendala baru di lapangan dan pengembangan DA ini dapat terus dilakukan.

DAFTAR PUSTAKA

- M. azura Vianda and T. R. Biyanto, "OPTIMASI KUALITAS PRODUK KOLOM DEPROPANIZER MELALUI PERUBAHAN SETPOINT PADA LAJU ALIRAN REFLUX DAN STEAMR," pp. 1–22, 2016.
- Zakia Puspa Ramdhani and T. R. Biyanto, "Optimasi Ekonomi dan Komposisi Produk Pada Debutanizer Menggunakan Economic Model Predictive Control (EMPC)," pp. 1–18, 2016.
- Rivaldi, Rizal. 2016. TUNING KONTROL PID PADA OLE PROCES CONTROL (OPC) SERVER DAN DISTRIBUTED CONTROL SYSTEM
- Alfarisi, Salman. 2016. Optimasi Tuning PID Pada Sistem Kontrol Cascade Secara Simultan Menggunakan Duelist Algorithm
- Nur Nahdliyah, Sisca. 2015. Optimasi Kadar CO₂ dan Penghematan Energi Dalam Proses Sweetening Gas Dengan Algoritma Particle Swarm Optimization (PSO)
- Tan, K K Lee, T H Ferdous, R. 2000. "Simultaneous online automatic tuning of cascade control for open loop stable processes." 6-9.
- Sadasivarao, M. V, and M. Chidambaram. 2006. "PID Controller tuning of cascade control systems using genetic algorithm." 343-354.
- Desborough Honeywell, 2000. PID Control
- Aisjah, Aulia Siti. Perancangan Pengendali PID Ziegler-Nichols Tipe 2. Surabaya: ITS
- Stephanopoulos, George. Chemical Process Control. Prentice Hall

LAMPIRAN A

Data kondisi operasi pada Amine Regenerator

Tray no.	Pressure barg	Temperatur °C	VAPOR ARRIVING			LIQUID LEAVING		
			Flow Rates	Density	Viscosity	Flow Rates	Density	Viscosity
			Kg/h	Kg/m ³	cP	Kg/h	Kg/m ³	cP
Top (#1)	0,55	93,3	4666,5	1,1	0,014	51578,2	1014	0,9
Bottom (#20)	0,65	118,6	5625	0,93	0,013	103655,3	983	0,7

Data kondisi operasi pada Amine Regenerator Reboiler

		LEAN AMINE	
		INLET	OUTLET
Flow Rate	Kg/h	51578,2	51578,2
Temperatur	°C	117	118,3
Tekanan	barg	0,65	
Density	Kg/m ³	1014	1014
Viscosity	cP	1,0	0,9
Thermal Conductivity	W.m/K	0,47	0,47
Heat Capacity	kJ/kg.°C	3,9	3,9

Data kondisi operasi pada Amine Regenerator Reflux Condenser

		STRIPPER OVERHEAD		
		INLET	VAP.OUT	LIQ.OUT
Flow Rate	Kg/h	5013,2	3517	1496,2
Temperatur	°C	94,7	48,9	
Tekanan	barg	0,55		
Density	Kg/m³	1,54	2,2	967,35
Viscosity	cP	0,016	0,016	0,55
Thermal Conductivity	W.m/K	0,024	0,019	0,633
Heat Capacity	kJ/kg.°C	1,24	0,9	4171,3

Data kondisi operasi masukan dan keluaran pada Amine Regenerator

Stream	Pressure (Barg)	Temperatur (°C)	Flow rate (Kg/h)	Fraksi mol CO2	Fraksi mol H2S	Fraksi mol MDEA
Acid Gas	0,5	48,1	1839	0,42	0,18	0,000002
Reach Amine	0,53	125,6	16711	0,043	0,026	0,1096
Lean Amine	0,6	97,5	15340	0,0008	0,00013	0,1166

